

11  
2ej.

# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO



Escuela Nacional de Estudios Profesionales  
ZARAGOZA

DISEÑO TERMICO DE UNA DESALADORA DE  
AGUA DE MAR, MEDIANTE EL PROCESO  
FLASH POR MULTITAPAS.

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
EDUARDO HERNANDEZ OSORIO

MEXICO, D. F.

1986



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

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

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

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

0.0	Introducción .....	1.0
1.0	Generalidades .....	3.0
1.1	Procesos de Desalinación de Agua de Mar .....	3.0
1.1.1	Intercambio Iónico .....	3.0
1.1.2	Osmosis Inversa .....	7.0
1.1.2.1	Osmosis .....	7.0
1.1.2.2	El proceso de Osmosis Inversa .....	10.0
1.1.2.3	Materiales de Construcción .....	14.0
1.1.2.4	Filtración y Bombas .....	15.0
1.1.3	El proceso de Cristalización .....	17.0
1.1.3.1	Separación de Cristales y Salmuera .....	20.0
1.1.3.2	Formación de Cristales y Fundición .....	21.0
1.1.3.3	Proceso de Flash a Vacío .....	25.0
1.1.4	Compresión de Vapor .....	27.0
1.1.5	Evaporación por Multietapas .....	34.0
1.1.5.1	Recirculación del Agua .....	38.0
1.1.5.2	Bombas y Tubos .....	41.0
1.1.5.3	Características de Operación .....	43.0
1.1.6	Evaporadores de Tubos Verticales y Horizontales ..	44.0
1.1.7	Procesos Solares .....	48.0
1.1.7.1	Destilación Solar .....	48.0
1.1.7.2	Proceso Claude .....	57.0
2.0	Desarrollo	
2.1	Balance de Masa y Energía .....	62

# TESIS CON FALLAS DE ORIGEN

2.1.1	Relaciones Básicas de Evaporación en Multietapas ..	62.0
2.1.2	Un Análisis mas Específico .....	69.0
2.2	Coefficiente de Transferencia de Calor .....	77.0
2.3	Diseño de la Cámara .....	82.0
2.4	Secuencia de Cálculo del Programa "Balance" .....	89.0
2.5	Secuencia de Cálculo del Programa "Coeficiente" .....	95.0
2.6	Optimización .....	104.0
2.6.1	Conceptos de Energía .....	104.0
2.6.2	Costos de Producción .....	108.0
2.6.3	Minimización de Costos .....	110.0
2.6.4	Optimización para Parámetros Económicos Constantes .....	112.0
2.6.5	Optimo Número de Cámaras .....	114.0
2.6.6	Optimización con Parámetros Económicos Variables .....	116.0
2.7	Simulación .....	123.0
2.7.1	Ejemplo Numérico .....	128.0
2.8	Pretratamiento de Agua de Mar .....	138.0
2.8.1	Pretratamiento Acido .....	138.0
2.8.1.1	Deaeración .....	146.0
2.8.2	Inyección de Dióxido de Carbono .....	155.0
2.8.3	Polifosfatos .....	156.0
2.8.4	Poliacrilatos .....	158.0
2.9	Problemas de Contaminación .....	160.0
2.10	Costos .....	165.0

3.0	Ejemplo Práctico	
3.1	Programa Balance .....	177
3.2	Programa Coeficiente .....	185
3.3	Optimización .....	201
3.4	Simulación .....	211
4.0	Conclusión .....	220
A.0	Apéndice A " El Agua de Mar "	
A.1	Pruebas Físicas .....	250
A.2	Propiedades Físicas y Termodinámicas .....	251
A.3	Pruebas Químicas .....	230.0
B.0	Apéndice B " Materiales de Construcción "	
B.1	Aleaciones de Cobre-Níquel .....	279
B.1.1	Propiedades Mecánicas .....	279
B.1.2	Corrosión .....	282
B.1.3	Los Tubos de Cu-Ni en las Plantas .....	285
B.1.4	Aleaciones de Cu-Ni en otros Componentes .....	291
B.2	Acero al Carbón .....	297
B.2.1	Corrosión de Acero al Carbón en el Agua de Mar ...	297
B.2.2	Significado y Uso de los Datos Calculados .....	305
B.2.3	Subapéndice B.2 .....	307

B.3	Acero Inoxidable .....	315
B.4	Corrosión Galvanica .....	320
C.0	Apéndice C " Listados de Programas "	
C.1	Listado Programa Balance .....	325
C.2	Listado Programa Coeficiente .....	327
C.3	Listado Programa Simulación .....	333
5.0	Bibliografía .....	337

## 0.0 Introducción.

Día con día a nivel mundial el problema del agua parece volverse mas severo.

Para el hombre de hoy, el agua satisface dos necesidades básicas:

La primera de estas dos sería el uso del agua para beber, asearse y preparar sus alimentos. La segunda y debido al gran desarrollo de la tecnología es para poder operar sus grandes industrias. Ya que el agua aquí tiene un sin fin de aplicaciones.

Con el crecimiento de la población mundial y el desarrollo de grandes complejos industriales en zonas escasas de agua, el hombre se vió en la necesidad de resolver el problema del abasto de agua.

En un principio la solución era perforar pozos ó traerla de lugares lejanos a través de tuberías. Sin embargo estas soluciones con el tiempo se agotaban ó probaban ser insuficientes. Pero mucho peor resultaban en muchos casos imposibles, debido a la ausencia total de agua.

Con el tiempo y gracias al desarrollo tecnológico se recurrió a procesar el agua de mar para obtener una fuente de agua potable. Conforme han ido pasando los años diversas maneras de lograr esta transformación de agua salada a agua dulce se han desarrollado. Algunas demostrando ser mas eficientes que otras.

Dentro de las eficientes se encuentra la evaporación en multietapas. Este proceso - no solamente ha demostrado ser el mas económico para manejar grandes volúmenes de agua sino también ha sido el de una mayor relativa sencillez de operación.

Ejemplos de su gran aplicación son las plantas que abastecen a las poblaciones de -- Tokio y Hong Kong. Los complejos petroquímicos del medio oriente que utilizan grandes volúmenes de agua también son abastecidos por plantas de evaporación en multietapas.

Es el objetivo de esta tesis el de presentar una metodología para el diseño térmico de una planta de evaporación en multietapas.

Dentro de las secuencias de cálculo que abarcan este trabajo se elaboraron tres programas que abarcan lo siguiente:

- 1) Balance de Masa y Energía
- 2) Cálculo de la cámara de evaporación y haz de tubos para el condensador.
- 3) Simulación de una planta

Por lo tanto se tiene la opción de usar los programas (con sus respectivas restricciones) ó de efectuar los cálculos manualmente.

También se incluye en este trabajo una metodología para optimizar un diseño propuesto, que puede ser con parámetros económicos fijos ó variables.

Cubierto el aspecto de cálculo se incluyen también criterios sobre el pretratamiento del agua de mar en la planta. Dentro de los apéndices se incluyen propiedades del agua de mar, materiales de construcción y los listados de los programas.

Como generalidades se exponen los diversos procesos existentes que han logrado funcionar para el agua de mar.



## 1.0 Generalidades

### 1.1 Procesos de Desalinización de Agua de Mar

#### 1.1.1 Intercambio Iónico

El agua de mar puede ser separada en agua dulce (libre de sales) y salmuera concentrada.

En el proceso de intercambio iónico, las sales reaccionan con resinas especiales que son insolubles.

Un tipo de resina toma iones de Sodio y otros cationes y libera iones de Hidrógeno ( $H^+$ ). Un segundo tipo de resina toma iones de Cloro y otros aniones y libera iones de  $OH^-$ .

Los iones de  $H^+$  y  $OH^-$  se combinan para formar pequeñas cantidades de agua y así de esta manera, el agua de mar resulta estar desionizada (o sea libre de sales disueltas).

Un intercambiador iónico, es un lecho poroso de ciertos materiales resinosos, que tienen la habilidad de hacer un intercambio de iones con la solución con que se pongan en contacto.

Existen minerales y resinas que hacen un intercambio de aniones ó de cationes.

Las resinas usadas para la conversión de agua de mar, generalmente son del tipo sintético. Estas resinas son plásticos tratados químicamente para intercambiar iones específicos.

En el proceso de intercambio iónico se deberá contar con dos intercambiadores, uno de intercambio aniónico y otro de intercambio catiónico.

Las camas de intercambio iónico generalmente están colocadas en serie, aunque alimentaciones mixtas pueden ser usadas.

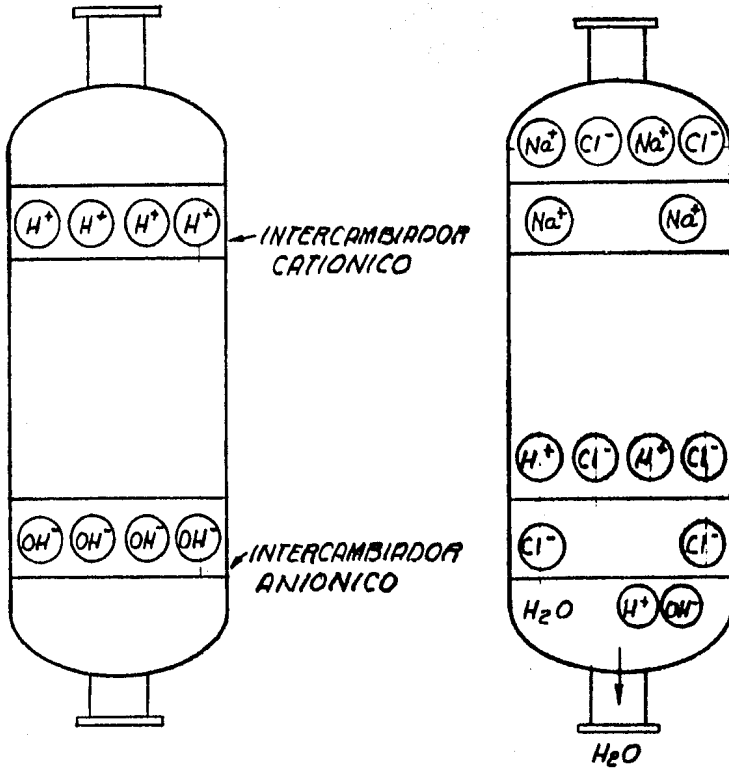
Un ejemplo del proceso se ilustra en la fig. 1.1. El intercambiador catiónico es una resina ácida, que intercambia sus iones de Hidrógeno por iones de Sodio presentes en la solución, en cambio el intercambiador aniónico es una resina básica que intercambia sus iones de  $\text{OH}^-$  por iones de Cloro que se encuentran en solución.

Hay que mencionar que la solución de agua de mar, se convierte en una solución de ácido al salir del intercambiador catiónico.

Al fluir el ácido al siguiente intercambiador, los iones de Cloro son intercambiados por iones de  $\text{OH}^-$ , formándose moléculas de agua al salir.

Conforme pasa el tiempo de uso, las resinas se van saturando, hasta que finalmente pierden su habilidad para remover iones de Sodio y Cloro. En este momento, el proceso debe de interrumpirse para regenerar las resinas.

La regeneración es lograda, lavando las resinas con ácidos ó bases para restaurar las propiedades originales de intercambio iónico en los



INTERCAMBIADORES IONICOS

FIGURA 1.1

intercambiadores.

Los costos de regeneración de las resinas, han limitado su aplicación a soluciones salinas con bajas concentraciones de sales disueltas (1.66 - 2.49 lb/gal ).

Este proceso puede ser usado para obtener pequeñas cantidades de agua dulce en lugares donde fuentes significantes de energía no existen. Su uso se ha limitado a equipos de emergencia, capacidades de 10-20 pies cubicos por dia.

## 1.1.2 Osmosis Inversa.

### 1.1.2.1 Osmosis:

Una solución generalmente consiste de dos componentes que son: solvente y soluto.

Tomando como ejemplo una solución salina, el agua resulta ser el solvente y el cloruro de sodio el soluto.

Hay que aclarar, que una solución puede tener más de una especie química como soluto. Tal es el caso del agua de mar.

Dado que estamos hablando de una solución, por lo tanto la concentración de sus componentes será uniforme en toda ella.

El problema que enfrentamos ahora, es el de separar de manera selectiva un componente de la solución; este componente será el agua pura.

Imaginémonos la siguiente situación:

Tenemos según la figura 1.2 un recipiente en agua dulce, dentro del mismo existe un cilindro sellado con una membrana semipermeable, en su interior existe una solución salina (agua de mar).

Es evidente que existe una diferencia de potencial químico, debido a que una contiene un número mayor de componentes, que la otra. Es decir, una tiene sales y la otra no. Cabe mencionar que la figura 1.2-

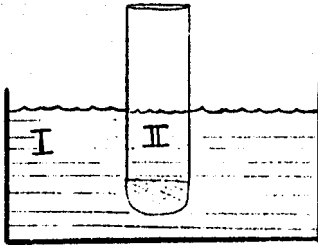
es para un tiempo  $t = 0$ . La figura 1.3 ahora ilustra el sistema, después de un  $t = \infty$  ó sea que el sistema ha alcanzado el equilibrio.

El equilibrio consiste en que ambas soluciones alcancen el mismo potencial químico.

Llegar al equilibrio, consiste en que agua de la solución I, penetra a través de la membrana a la solución II, de manera que la solución II vaya disminuyendo su concentración en sales. Este proceso causa la formación de una columna que ejerce una presión sobre la membrana. Esto representa una presión apenas suficiente para impedir que más agua penetre hacia adentro de la solución II, esta presión es llamada presión osmótica.

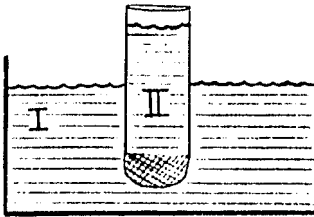
Regresando de nuevo a nuestro problema inicial, observamos que para obtener agua dulce a partir de agua salada, se necesita realizar exactamente lo inverso a la ósmosis. O sea, hacer un trabajo sobre el sistema aplicando una presión igual a la presión osmótica. Es evidente que solo para un sistema ideal, la presión osmótica sería suficiente, en la realidad se aplican presiones mayores a la presión osmótica.

Este proceso inverso, lograría que la solución II, solo dejara pasar agua hacia la solución I, quedando la solución II como una salmuera - (Figura 1.4).



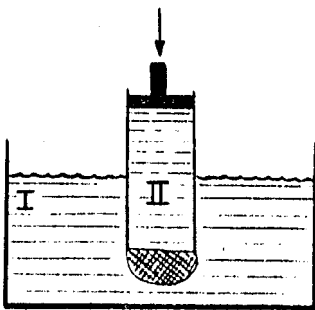
SOLUCION I y II

FIGURA 1.2



COLUMNA DE PRESION OSMOTICA

FIGURA 1.3



OSMOSIS INVERSA

FIGURA 1.4

### 1.2.2 El Proceso de Osmosis Inversa.

En el presente, el proceso de ósmosis inversa se encuentra en la etapa de investigación y desarrollo a nivel de plantas piloto.

Dado que la ósmosis inversa no ha sido aplicada en gran escala, su información a nivel de planta industrial es aún muy escasa.

Las plantas por existir en un futuro muy cercano, serán clasificadas - en dos grupos: aquellas diseñadas para tratar agua de mar y aquellas - para aguas grises. La diferencia fundamental entre una y otra resulta ser, que las aguas grises son menores en la cantidad de sólidos y sales diluidas en ella. Teniendo como consecuencia una menor presión osmótica.

A nivel de operación esto significa tener presiones menores de operación para las aguas grises, además permite a la membrana tener una permeabilidad mayor y al mismo tiempo nos da la opción de ser menos selectivos en cuanto al tipo de membrana.

En el momento actual podemos afirmar que las presiones de operación para aguas grises llegan hasta 600 psia; mientras que para el agua de mar las presiones de operación son de hasta 2000 psia.

En ósmosis inversa la calidad del agua producto, es función de las características del agua alimentada, presión de operación y la calidad -



de la membrana.

Actualmente la salinidad del agua producto para un proceso de una sola etapa, oscila de 1000-1500 ppm.

#### Requerimientos Básicos de Planta

El diagrama de flujo para un proceso de una sola etapa se muestra a continuación ( fig. 1.5 ). Agua libre de lodos y desperdicios es alimentada al pozo ( partículas menores a 25 micrones). Periodicamente se le es agregada a la línea un poco de cloro ( 1-2 ppm). A partir del pozo la solución es llevada a la presión necesaria para que pase por los filtros. Entre el pozo y la bomba principal, existe un regulador de pH que inyecta ácido sulfúrico al sistema y conservar un pH de 3-7. Después de pasar por el filtro la solución es llevada a la presión del sistema y así entra a la unidad de la membrana, las presiones pueden de hasta 2000 psi.

Dentro de esta unidad, una parte del agua es forzada a través de la membrana, convirtiéndose en el agua producto.

El agua producto abandona la unidad a casi presión atmosférica. La solución restante concentrada sale de la unidad a una presión un poco por debajo a la de operación. Esta solución puede ir a una turbina.

El pretratamiento al agua de alimentación aquí es realmente mínimo y puede no resultar suficiente para todos los casos. Deaeración no se ha llevado a cabo ya que no existe evidencia experimental que indique

que la presencia de gases disueltos, incluyendo al  $\text{CO}_2$ , resulten nocivos para el sistema. El pretratamiento puede incluir el remover materiales tales como el hierro y otros que pueden llegar a ocasionar incrustaciones y costras sobre la membrana.

El agua producto en un sistema de ósmosis inversa está limitada por cualquiera de las siguientes dos condiciones. En el agua de mar, es el aumento en la presión osmótica en el agua de alimentación que repercute en flujos decrecientes de agua producto. En cambio en aguas grises la presión osmótica no representa un serio problema, la limitante aquí será la concentración permisible, antes de que se precipiten cosas como sulfato de calcio u otras sales ligeramente solubles.

La salmuera de alimentación (agua de mar), puede fluir dentro de la unidad de membrana, en forma laminar o turbulenta. Parece ser que los diseños para flujo turbulento se van convirtiendo en los de mayor interés. Para estas condiciones, son necesarios altos flujos para evitar que se formen capas excesivas de sales sobre la membrana. Esto se puede lograr de dos formas: Para un cierto porcentaje de agua a remover y condiciones de tubulencia se hace recorrer el flujo sobre una superficie de membrana lo suficientemente larga para lograr que el flujo sea turbulento. Otra opción es la de reciclar la salmuera varias veces hasta lograr la concentración deseada.

En general se prefiere el primer modo, ya que reciclar significa agre-

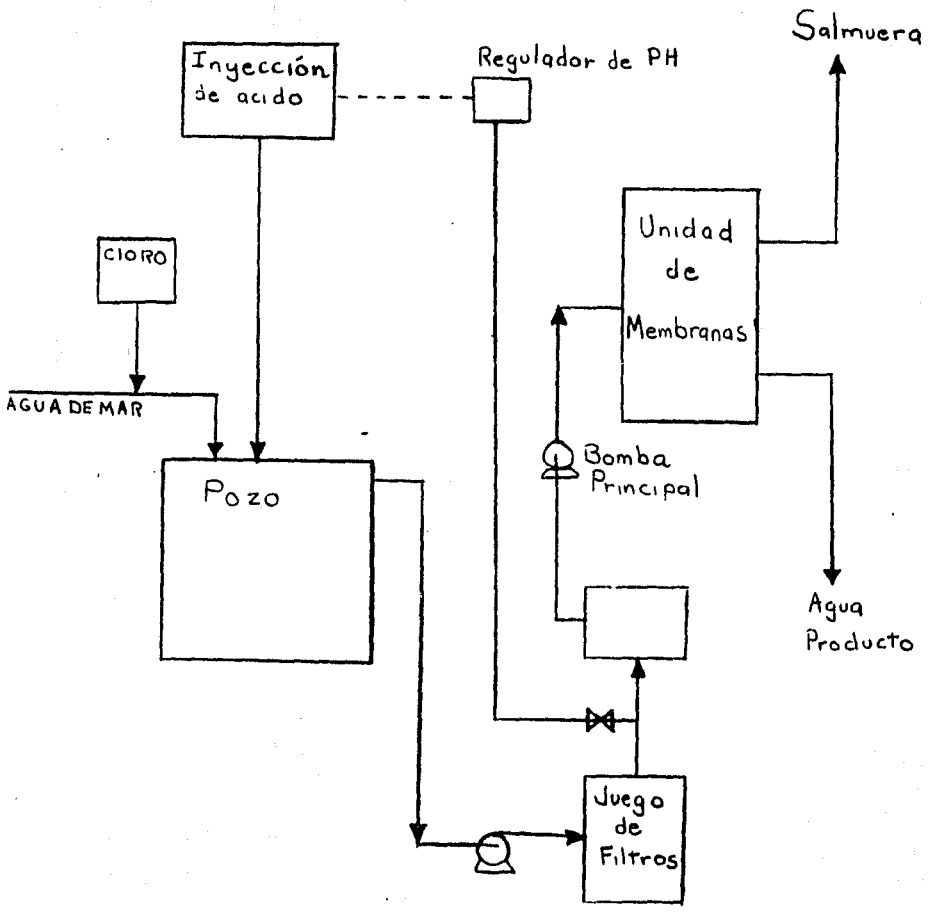


DIAGRAMA DE FLUJO DE OSMOSIS INVERSA  
FIGURA 1.5

gar bombas y accesorios correspondientes, además de tener que manejar una salmuera de mayor concentración en el sistema.

### 1.1.2.3 Materiales de Construcción.

La selección de materiales de construcción es dictada por la presión, temperatura, corrosión y requerimientos económicos.

Tal parece ser que en el futuro cercano, los sistemas de ósmosis in - versa serán operados a temperatura ambiental, la solución de alimentación estará saturada de aire, a presión atmosférica y con un pH de -- 3-7. El rango de presión podrá andar de 700-2000 PSI.

Actualmente bajo estas condiciones mencionadas existe muy poca información sobre la corrosión. Sin embargo, es posible que en el futuro - se opere a temperaturas de 150°F, con membranas de acetato de celulosa.

Para sistemas donde se trata agua de mar, existe la tendencia a usar aleaciones caras, como \* monel ó 316 SS, esto es para la tubería pe - queña y accesorios. Para tanques y recipientes mayores, se usará ace - ro al carbón recubierto. Para sistemas con presiones de 500 psia ó me - nores, tubería de fibra de vidrio epóxica reforzada, son las que se - están usando actualmente.

Debemos mencionar que el uso de tubería epóxica, está recibiendo mu - cha atención, ya que parece ser uno de los materiales de gran promesa.

\* Monel-aleación 67% níquel, 30% cobre

316 SS- acero inoxidable que contiene Cr, Ni, C y M.

#### 1.1.2.4 Filtración y Bombas.

El mayor problema es que se llegan a tapar los pequeños ductos de la unidad de separación. Las partículas filamentosas tienden a dar mayores problemas que partículas granulares. Las partículas muy finas ó emulsiones de grasa pesadas ó ceras presentan problemas, cuando estas tienden a pegarse en las paredes de la unidad ó en la membrana. Los depósitos gelatinosos tales como el óxido de hierro, pueden también dar mayores problemas.

A nivel de laboratorio donde son usadas pequeñas unidades, el criterio es la comodidad de operación y no los costos, por lo tanto se usan filtros de cartucho. Para plantas mayores se usan filtros de tierras diatomeas con una filtración de 1-10 u, también son usados los filtros de arena, que van de 10-25 u, y filtros de malla que son de 25 u.

Las bombas principales serán, las de mayor costo, como equipo y también en cuanto a su mantenimiento a lo largo del tiempo.

Las bombas centrífugas son las de preferencia, dado su bajo costo de mantenimiento, en comparación a las reciprocantes. La desventaja de este tipo de bomba es que no es recomendable para gastos pequeños ya que no dan muy altas presiones, además de que su eficiencia es baja. El uso de bombas centrífugas, resulta rentable cuando se empiezan a manejar gastos de 100,000-2000,000 galones por día y presiones de 400-1000 psia.

Debido a las condiciones de operación que se tienen en ósmosis inversa, existe realmente poca información sobre las consecuencias de operar a altas presiones, líquido saturado con aire, rangos de pH de - - 3-7 y concentración de sólidos igual a la de agua de mar.

### 1.1.3 El Proceso de Cristalización.

La congelación parcial del agua de mar da como resultado una mezcla de hielo-salmuera. Esta mezcla es separada y el hielo obtenido es fundido dando como producto agua dulce.

La cantidad de calor que debe ser removido para congelar es esencialmente el mismo que el requerido para fundir el hielo. Sin embargo, debido a las sales que existen en el agua de mar la temperatura de congelamiento de ésta se encuentra por debajo del punto de fusión del agua pura. Por esta razón se requiere un sistema de refrigeración para elevar el calor de fusión del hielo en la salmuera. Esto puede lograrse mediante el uso de un refrigerante inmiscible ó por congelamiento flash a vacío.

La siguiente figura (1.6) muestra el proceso de butano como refrigerante inmiscible.

Comenzando con la corriente uno: Se alimenta agua de mar al sistema, esta entra a un intercambiador donde se enfría de una temperatura ambiental de 60°F a 30°F. Una vez enfriada, llega al congelador. Dentro del congelador también es alimentado butano líquido que viene a -32°F. Al entrar en contacto con el agua, el butano absorbe el suficiente calor para evaporarse y así bajar la temperatura del agua de mar. Como consecuencia de este descenso se logra un congelamiento parcial de esta.

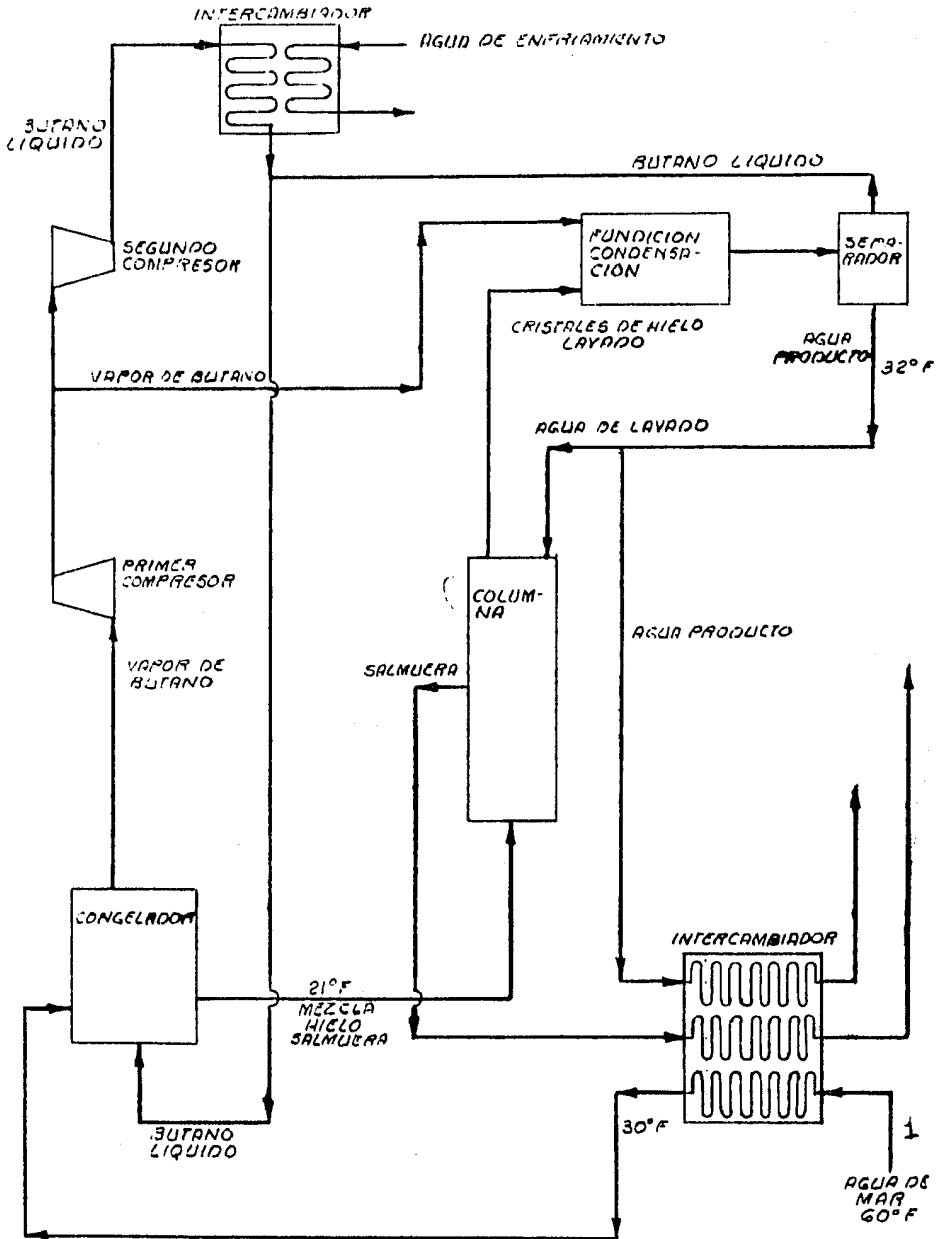


FIGURA 1.6 PROCESO DE BUTANO



Los vapores de butano salen del congelador y entran al primer compresor.

La mezcla hielo-salmuera que sale, se envía a una columna de lavado.- En este equipo se separan los cristales de hielo de la salmuera, lavándose estos con una porción de agua producto.

Una vez lavados los cristales, entran a un equipo donde serán fundidos por contacto directo con vapor de butano.

La corriente que sale de este equipo es una corriente bi-fásica agua-butano .

En el siguiente equipo se separan por decantación. Del agua producto obtenida, un 2% es usado para lavar los cristales de la columna, el sobrante se alimenta al intercambiador para enfriar el agua de mar alimentada.

La función del primer compresor es de elevar la temperatura del vapor de Butano. Obtenida esta temperatura, una porción de Butano es usada para fundir los cristales de agua producto.

Debido a que el intercambio de calor es incompleto entre lo alimentado y los productos obtenidos, se recurrió a un segundo compresor.

El hielo producido no es suficiente para condensar todo el butano que

maneja el sistema, por esta razón se tiene un segundo compresor que maneja el butano restante, comprimiéndolo a una presión adecuada para lograr condensarlo con agua de mar a temperatura ambiental.

El proceso de butano es posible debido a la muy baja solubilidad del butano con el agua. Sin embargo no se puede negar que existe una muy pequeña cantidad de butano disuelto en el agua producto. Como consecuencia de esto, es necesario recuperar el butano del agua producto para volverla potable, además de evitar el riesgo de alguna explosión en los tanques de almacenaje.

#### 1.1.3.1 Separación de Cristales y Salmuera.

Entre los grandes adelantos en el proceso de cristalización ha sido la evolución de la columna de lavado a contra corriente para separar los cristales de la salmuera, con un consumo neto de agua de lavado menor al 5% del agua producto. La mezcla que llega a la columna contiene de 10-20% de cristales y es bombeada al fondo de la columna. -- Conforme fluye hacia la parte superior de la columna, los cristales forman un lecho con una porosidad aproximada del 50%. Debido a la porosidad y a la proporción de cristales la velocidad de la salmuera resulta ser mayor a la velocidad de ascenso del lecho de cristales, con un factor de 4-9 veces la velocidad del lecho. Gracias a esta velocidad de la salmuera a través de los cristales se tiene la suficiente fuerza hidráulica para empujar hacia arriba todo el lecho.

A determinada altura en la columna se remueve la salmuera pasándola -

a través de unas mallas que se encuentran en las paredes. En la parte superior el agua de lavado es adicionada al lecho. Bajando esta por los espacios y finalmente por la parte superior salen los cristales ya lavados y son enviados a fundir.

La capacidad de la columna de lavado está limitada por el requerimiento de que el agua de lavado tenga una pequeña velocidad de bajada a través del lecho.

En la siguiente figura 1.7 se grafica el diámetro equivalente esférico del cristal contra la capacidad recomendada de la columna de lavado, siendo E la porosidad.

Entre otros problemas analizados en la columna de lavado, está la altura. Se ha comprobado que la variable está en función de la cantidad de cristales que se forman en la salmuera y la fuerza hidráulica disponible para empujar hacia arriba el lecho. Por lo pronto existe gran inseguridad en la construcción de columnas de lavado ya a escala comercial debido a que no se cuenta con métodos analíticos rigurosos que describan los fenómenos que ocurren.

#### 1.1.3.2 Formación de Cristales.

El tamaño de los cristales de hielo producidos tienen una gran influencia en la capacidad de la columna y en la propia fundición de estos. De aquí que para el diseño y optimización de una planta se requieren -

modelos exactos sobre el comportamiento y formación de cristales.

Los tamaños de los cristales están regidos por las velocidades relativas de 'nucleación' y crecimiento. El crecimiento de los cristales - parece estar limitado por la difusión de calor y sales.

Las variables que además afectan a la cristalización en el congelador son el tiempo de residencia, subenfriamiento y agitación.

Se ha observado que el tamaño de los cristales es poco afectado por - el tiempo de residencia, sin embargo la agitación resulta afectar de manera considerable el tamaño.

Por otra razón se ha pensado en inyectar el butano líquido al agua a través de boquillas. De manera que se promueva con mayor eficiencia la transferencia de calor hacia el butano y no se de la agitación excesiva que afecta a los cristales.

#### Fundición.

Existen varias plantas piloto que utilizaron un recipiente en donde - se descargaba el hielo y se alimentaba el vapor de butano para que se condensara. Una desventaja de este tipo de arreglo está en que el vapor no logra penetrar a través de todo el lecho dando como resultado una capacidad limitada en la fusión del hielo.

Otro tipo de arreglo consiste en el de una columna a contra corriente.

La columna consiste en alimentar el hielo por la parte superior y hacerlo caer a través de una serie de platos perforados. El vapor se alimenta en el fondo y al pasar a través de los platos logra condensar y caer hasta el fondo con el hielo fundido.

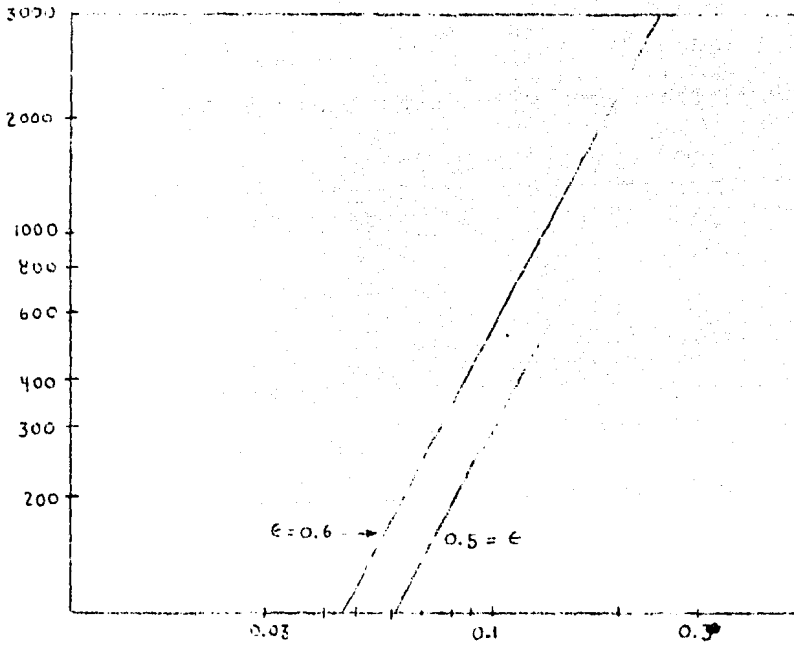
Las limitaciones para este último arreglo son, que aún se desconocen algunos parámetros importantes para su diseño y que además no resulta ser el arreglo más económico.

Los bajos costos energéticos del proceso lo hacen parecer prometedor. Así que los cálculos teóricos arrojan costos de agua producto, menores a los de destilación flash por multietapas.

El problema real estriba en que aún no se tienen resueltos algunos aspectos ingenieriles.

Como las complejas operaciones unitarias de congelar, lavar y fundir los cristales de hielo, que hasta la fecha se han desarrollado con gran empirismo.

Capacidad de  
Columna  
(gal/dia ft<sup>2</sup>)



$\epsilon$  = Diametro Equivalente del Cristal (mm)

Diametro Equivalente es Capacidad de Columna

FIGURA 1.7

Otro de los grandes problemas es el desarrollo de compresores que manejen grandes capacidades con una baja razón de compresión.

Por último existe la necesidad de construir plantas piloto a escala - semi comercial que ayuden a resolver los problemas antes mencionados.

#### 1.1.3.3. Proceso de Flash a Vacío.

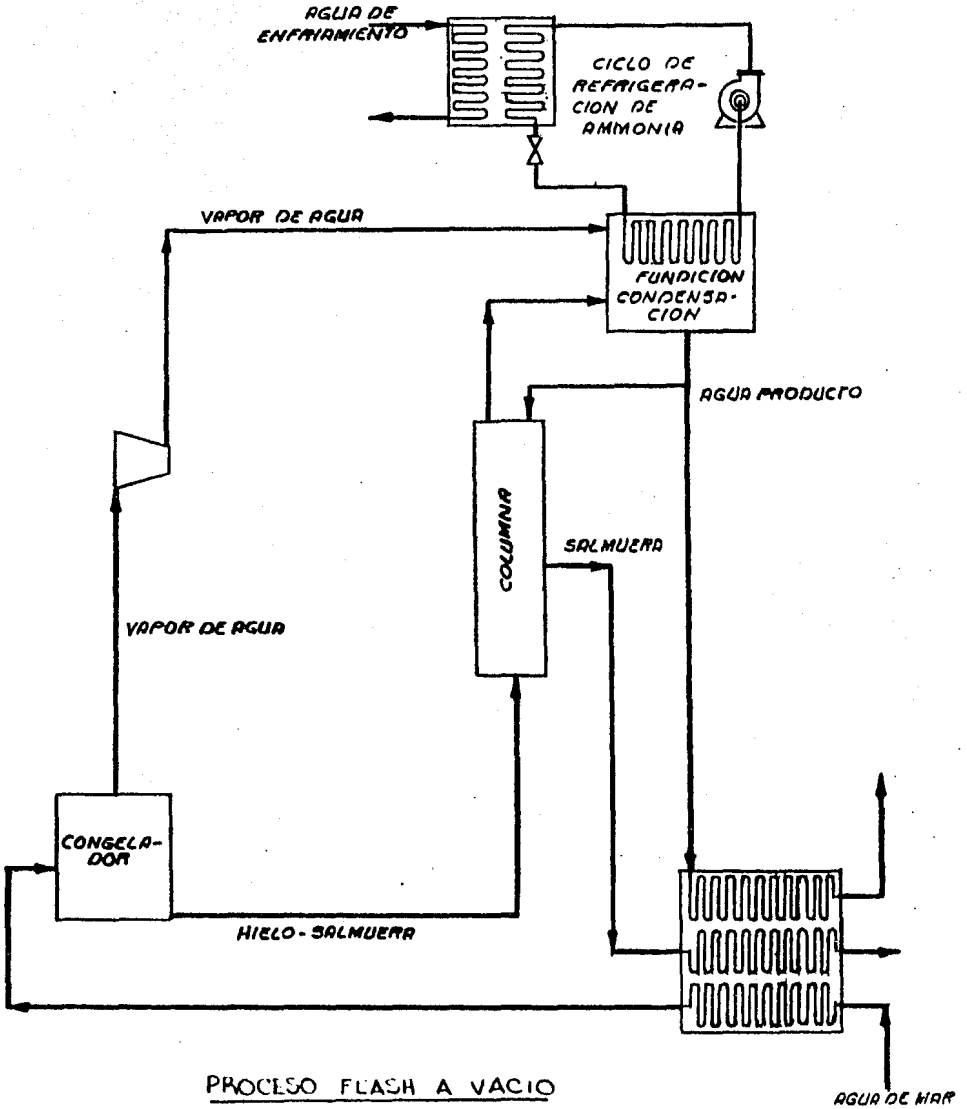
En el proceso de flash a vacío el agua misma sirve como refrigerante.

La figura (1.8) es un esquema igual al anterior.

La vaporización de una porción del agua es la que extrae el calor la - tente requerido para congelar.

El sistema de refrigeración auxiliar con amoníaco es para remover el - exceso de calor que se da en el sistema.

Este tipo de sistema se ha usado para pequeñas capacidades. Algunas - compañías lo han fabricado y colocado con éxito en el mercado. Entre las empresas que lo fabrican están Colt Industries U.S.A. e Israel -- Desalination Engineering. Ltd.



PROCESO FLASH A VACIO

FIGURA 1.8



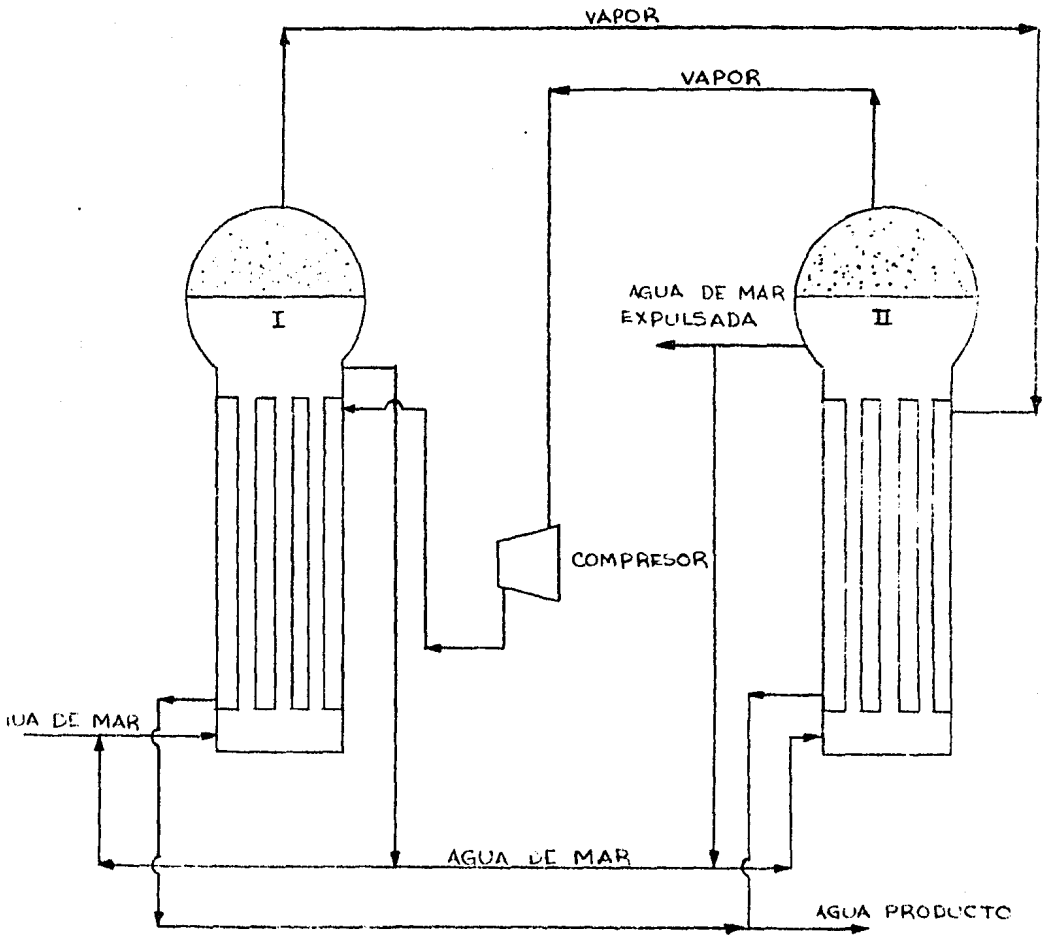
#### 1.1.4 Compresión de Vapor.

Dentro de los procesos por destilación la compresión de vapor es el único que no depende de una fuente externa de vapor para calentar al agua de mar y así lograr que esta se evapore. Cabe aclarar que solo durante el arranque se requiere añadir calor al sistema a partir de una fuente externa.

Este proceso se basa en el hecho de que al comprimir un vapor, su temperatura y presión aumentan al mismo tiempo que su volumen se reduce. Es este aumento de temperatura el que se aprovecha logrando que se transfiera un flux de calor hacia un cuerpo de menor temperatura (en este caso el agua de mar). De manera que en este proceso, el calor es transmitido al vapor mediante un trabajo mecánico hecho a través del compresor. De acuerdo a la figura (1.9) lo anterior se aplica en la forma siguiente.

El agua de mar es alimentada al sistema, por medio de una bomba y fluye a través de un haz de tubos llegando finalmente a una cámara esférica. Durante el paso del agua, por el haz de tubos, esta se va calentando y al llegar a dicha cámara, entra como una mezcla de vapor y agua.

Dentro de la cámara una parte de la fase líquida es recirculada y otra es expulsada. El vapor formado, es transferido a un equipo igual, llamado segundo efecto. Aquí el vapor logra calentar hasta



COMPRESION DE VAPOR

FIGURA 1.4

la ebullición al agua calentada del primer efecto que no logró evaporarse. Por la diferencia de temperaturas entre el agua y el vapor, - este primero se condensa por fuera de los tubos, convirtiéndose en - agua producto mediante el flux de calor que absorbe el agua, esta llega a la cámara como una mezcla líquido-vapor. De nuevo una parte de la fase líquida es recirculada y otra es expulsada fuera del sistema. El vapor producido en el segundo efecto ahora es alimentada al compresor, en el cual el trabajo mecánico lo convierte en calor de compresión. Con un menor volumen pero con una mayor presión y temperatura, emerge el vapor. Al llegar al primer efecto transfiere su carga térmica al agua que fluye por el haz de tubos logrando convertirla en -- una mezcla de líquido-vapor. El vapor producido aquí es transferido al segundo efecto, repitiéndose de nuevo todo el ciclo.

Haciendo un análisis en cuanto a consumo de energía, en algunos casos sus requerimientos energéticos se comparan igual a los de una planta de efectos múltiples. Sin embargo, existe una baja eficiencia termodinámica en el proceso. Siendo los puntos claves situados en el compresor y evaporadores-condensadores.

Aunque el proceso de compresión de vapor tiene algunas ventajas como bajo consumo de energía de bombeo, ausencia de agua de enfriamiento, - alto grado de rendimiento por unidad de superficie instalada y sencillez morfológica, no ha recibido gran atención en el mercado de plantas de desalinización. Representando solo el 1.3% de capacidad insta

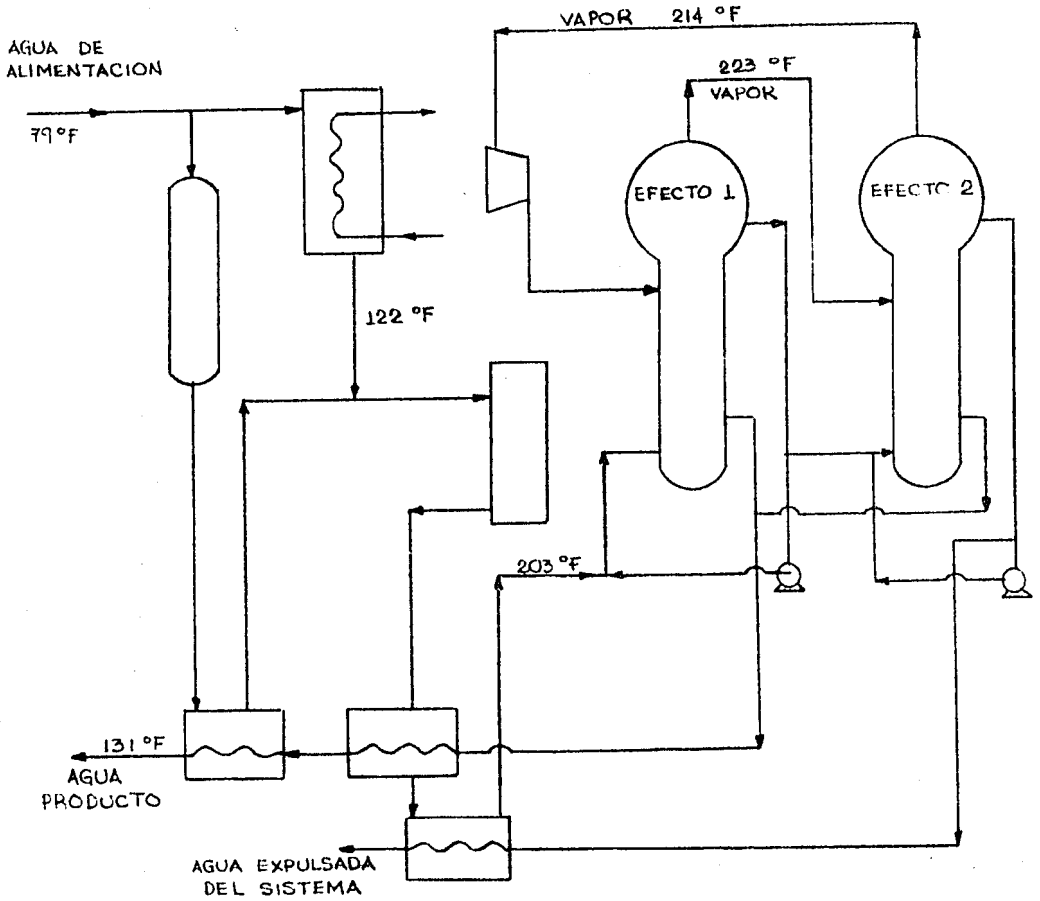
lada en el mundo, con un promedio de producción de 25000 GPD (capacidad conjunta de todas). Siendo la capacidad de la mayoría de 1600 - GPD.

A continuación se muestra un diagrama de flujo de una planta comercial instalada en Roswell, New México. Fig. (1.10).

La planta fue diseñada para producir 1 MGD de agua. El agua de alimentación proviene de pozos con una concentración de 1.5% de sólidos disueltos. Se instaló un sistema de tratamiento de agua a base de intercambio iónico para el muy alto contenido de Sulfato de Calcio.

La planta incluye dos evaporadores (efectos) de circulación forzada - destinados a dar 2.2 lb de agua producto por cada 550 lb de agua alimentada.

Su diseño incluye un boiler para arrancar el proceso. En la realidad esta planta estuvo plagada por problemas, en el compresor principalmente, así como problemas debido al Calcio presente; nunca logrando operar mas allá de 28 días continuos. Hay que señalar que no todas las plantas han caído en este fracaso, sin embargo a través de los años - se han podido afinar algunos de los problemas inherentes a los compresores. Dos tipos de compresores han sido los mas recomendables, queson los de desplazamiento positivo y centrífugos de una sola etapa, - teniendo cada uno de sus ventajas.



PLANTA DE ROSEWELL NEW MEXICO

FIGURA 1.10

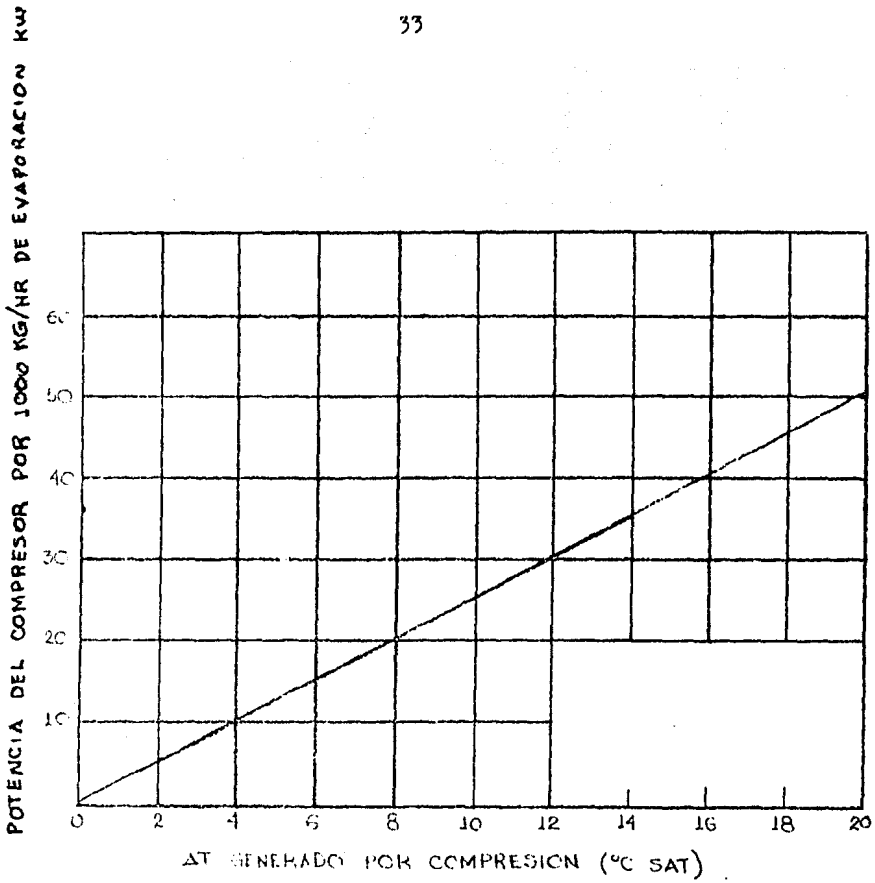
Para los compresores de desplazamiento positivo se tienen máximas capacidades de entrada de 7.201 E5 pulgadas cúbicas por segundo que resulta equivalente a 55990 lb/h vapor a presión atmosférica. Su eficiencia oscila entre 60 y 75%.

La capacidad del efecto puede ser variada cuando se usa un compresor de desplazamiento positivo variando en este:

- 1) Su velocidad
- 2) Usando compresores múltiples en paralelo
- 3) Variando la presión de coraza en el efecto para cambiar el volumen específico del vapor.

Compresores centrífugos se usan para manejar mayores volúmenes de vapor a razones menores de compresión. Teniendo capacidades de entrada que van de 2.50 a 3300 pies cúbicos por segundo equivalentes a 447500 lb/h de vapor a presión atmosférica. La máxima razón de compresión - resulta ser de 1.7 y está limitada por la dinámica del rotor así como por el material de construcción.

En la figura 1.11 se muestra una gráfica de consumo de energía en función de la T generada por el compresor.



CONSUMO DE ENERGIA DE COMPRESION DE VAPOR  
FIGURA 1.11

### 1.1.5 Evaporación por Multietapas.

Quando agua salada es calentada a una temperatura ligeramente por debajo de su punto de ebullición y después es introducida dentro de un recipiente a menor presión, ebullición instantánea ocurrirá. Esta -- ebullición se dará hasta que la solución llegue a alcanzar el equilibrio con su vapor. Como consecuencia de esta evaporación, la temperatura disminuirá en la solución salina y estará lista para introducirse en un siguiente recipiente a todavía una menor presión, donde de nuevo ocurrirá la ebullición instantánea.

Este fenómeno descrito es el usado para la desalinización del agua de mar en evaporadores de multi etapas.

Si al sistema anterior se le incrementa el flujo de agua de mar, se obtendrá una mayor cantidad de vapor, sin tener que incrementar la superficie para la evaporación. Lo que resulta ser el equivalente a -- disminuir la superficie de evaporación. En el caso extremo donde se elimina toda la superficie de evaporación y todo el vapor es logrado mediante ebullición instantánea (evaporación instantánea) se llega al concepto de un evaporador flash.

El principio del proceso de evaporación instantánea en varias etapas es ilustrado a continuación.

El proceso aplicado para la desalinización a gran escala puede consi-



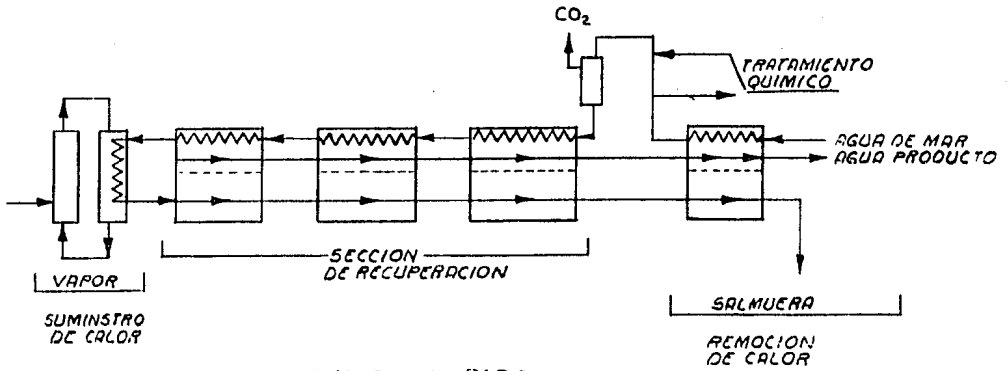
derarse dividido en tres secciones que manejan calor: Sección de suministro de calor, generalmente consiste de un intercambiador que es calentado por vapor; Sección de recuperación, el calor de evaporación es aprovechado para precalentar el agua de los condensadores; -- Sección de remoción de calor, mantiene el proceso termodinámico, mediante la reducción de temperatura y presión en las últimas etapas del proceso. (también conocida como sección de rechazo).

De acuerdo a la figura (1.12) el proceso funciona de la siguiente manera: Agua fría es bombeada por los tubos del condensador en la sección de remoción de calor; este flujo es usado para condensar y enfriar. Saliendo de esta sección una porción de esta corriente es descartada. La sobrante es tratada químicamente para evitar la formación de incrustaciones en las secciones posteriores. El siguiente paso sigue en el decarbonatador donde es eliminado el  $\text{CO}_2$  y en el deaerador para remover aire disuelto en el agua. El objetivo de remover el aire es para evitar corrosión por oxígeno y de eliminar gases no condensados.

El agua tratada fluye ahora por los tubos de la sección de recuperación de calor, donde esta corriente va aumentando en temperatura.

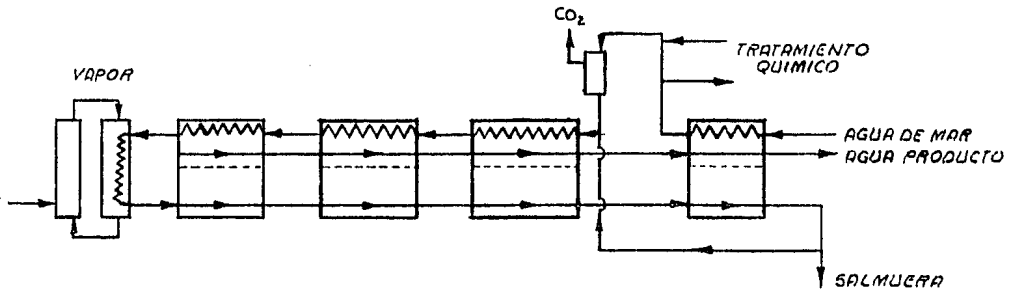
Saliendo de esta sección entra al intercambiador donde es calentada a una mayor temperatura por el vapor saturado.

Saliendo a unos cuantos grados por debajo de su punto de ebullición.



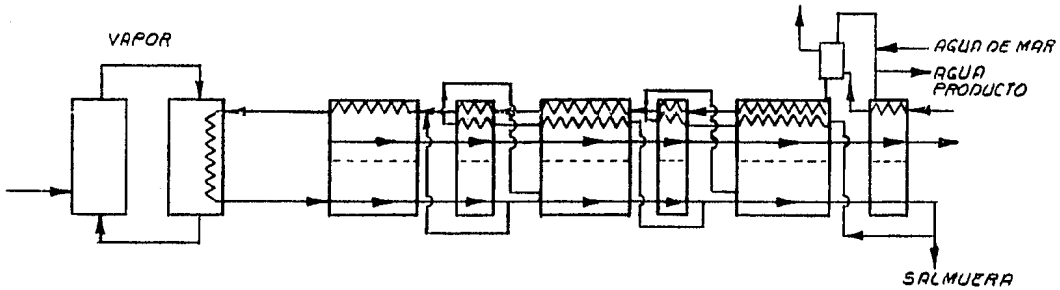
UN SOLO PASO

FIGURA 1.12



CON RECIRCULACION

FIGURA 1.13



MULTIETAPAS MULTIEFECTOS

FIGURA 1.14

De nuevo el flujo entra a la sección de recuperación que consiste de un número de cámaras de evaporación instantánea. Al entrar a la primera cámara se da la evaporación instantánea debido a que ésta se encuentra a una menor presión.

La porción de flujo que logra evaporarse se condensa sobre la superficie de los tubos, dándose así el agua producto.

Debido a la evaporación que se da, la temperatura de la solución desciende. De manera idéntica la evaporación instantánea se va repetiendo en cada cámara ó etapa del proceso, siendo cada etapa a una menor temperatura y presión.

La cantidad de agua que se evapora en cada etapa es proporcional a la entalpia del líquido ó a la diferencia de temperatura entre líquido y vapor.

El destilado producido es recolectado en charolas y bombeado al lugar deseado. En algunas plantas el producto es enfriado aún más.

El arreglo de los tubos de condensación puede ser en paralelo (diseño de tubos largos) o perpendicular (diseño cruzado) al flujo de agua en el fondo de la cámara ó etapa.

Para plantas con capacidades de  $2.5 \times 10^6$  galones/día las dimensio--

nes de cada cámara resultan ser iguales o sea que son cuadradas. Por lo tanto, el arreglo de tubos de condensación puede ser en paralelo ó perpendicular. Con capacidades de  $5.0 \times 10^6$  gal/día el diseño de tubos paralelos resulta ser el más satisfactorio.

Usando el diseño en paralelo es posible aprovechar los tubos de longitud más económica, cubriendo con un solo tubo varias cámaras, lo que reduce el número de cajas de agua, placas de tubo y costos de bombeo.

El diseño perpendicular es recomendado para casos en donde el espacio resulta ser un problema.

#### 1.1.5.1 Recirculación del Agua:

Una variación del proceso consiste en tener una recirculación del agua de mar, de la última etapa.

La porción de agua recirculada es mezclada con el agua de alimentación tratada y alimentada a la sección de recuperación, figura (1.13).

Una ventaja de este procedimiento es el ahorro en el tratamiento químico. Como desventaja podemos mencionar el gasto adicional de bombeo y la restricción de la concentración permitida.

Para este tipo de proceso la concentración resulta ser importante en el sentido de que si recirculamos demasiada agua de mar, al irse eva-

porando está sucesivamente en cada etapa es posible que rebasemos una concentración límite y empezar a tener problemas de precipitación de sales. (A su respectiva temperatura). De aquí que la máxima temperatura de operación se ve limitada, ya que a mayor temperatura menor solubilidad de las sales en el agua.

Dentro de la experiencia que se tiene, la temperatura máxima de operación se ve limitada hasta 250°F.

La ventaja del arreglo donde no existe recirculación es que se puede trabajar con mayores temperaturas, ya que estamos manejando concentraciones menores de sales. Sin embargo, esta misma ventaja puede obtenerse en un equipo de multietapas y multiefectos.

En este tipo de diseño cada grupo de etapas (cámaras) tiene su propia corriente de recirculación conocido como efecto. El número de efectos es definido por el número de corrientes de recirculación.

De acuerdo a la figura (1.14) este proceso opera de la siguiente manera. (Agua alimentada es tratada químicamente \* y deaerada.) Después se precalienta en la serie de condensadores y finalmente es calentada por vapor saturado.

Esta agua entra a la primera cámara donde parte de ella es convertida

\* Ver capítulo 2.8

en vapor; la salmuera es mandada a la siguiente cámara; solo que una parte es recirculada a los condensadores que alimentarán a la primera etapa o cámara. Con esto, se logra conseguir que la salmuera con la más baja concentración sea evaporada en la primera cámara a la mayor temperatura. Debido a esto, la temperatura inicial del proceso podrá ser tan alta como 275°F.

Lo descrito para la primera etapa es aplicado de manera similar para las etapas posteriores. La única diferencia es que la salmuera re--circulada es mandada por tubos independientes a los de alimentación.

Otra ventaja de este tipo de proceso es que las corrientes de recirculación pueden ser manejadas de manera individual. Esto hace posible escoger el nivel de concentración de sales en cada efecto y de poder hacer arreglos en tal manera que obtengamos más etapas con un rango de temperaturas mayores.

Con un diseño adecuado es posible operar con concentraciones mayores de sal en los efectos de bajas temperaturas y con concentraciones bajas en los efectos de altas temperaturas. Esto reduce de manera considerable la cantidad de agua de alimentación que se tiene que tra--tar.

Una desventaja de este sistema es la energía adicional necesaria para bombear la salmuera en las recirculaciones y la construcción de -

cajas de agua para cada cámara. Esto incrementa enormemente los costos de fabricación así como los de mantenimiento.

#### 1.1.5.2 Bombas y Tubos.

Existen básicamente cuatro diferentes tareas de bombeo:

- a) Bomba que maneje el condensado caliente de vapor usado para calentar el agua de mar.
- b) Bomba para extraer el agua producto que se encuentra a vacío.
- c) Bomba para introducir el agua de mar
- d) Bomba para extraer ó recircular salmuera.

La bomba (a) es una bomba centrífuga tipo estándar. Un impulsor de -- aleaciones de aluminio-bronce será requerido por la bomba (b) ya que -- el destilado que maneja tiene un p H de 6.6 - 6.8.

El impulsor de la bomba (c) será también de las mismas características que el de la bomba (b) ó, en su defecto, podrá ser también de acero -- inoxidable con una carcaza de acero inoxidable si el agua se encuentra contaminada.

De todas las bombas, la bomba (d) es la que maneja la corriente más co rrosiva debido a su alta concentración de sales. Otro de los proble-- mas posibles es el de cavitación debido a que la salmuera se encuentra muy cercana a las condiciones de ebullición.

Dentro de plantas convencionales el calor es transferido a través de los tubos que pueden ir desde 5/8 in hasta 2 in de diámetro exterior. Entre las características que debe de cumplir el material con el que se fabrican son; a) buena resistencia a la corrosión de salmuera calentada en diferentes rangos de temperatura, grados de deaereación y concentración así como también a vapores que condensen por fuera. -- b) debe ser de fácil manejo para poderse fabricar los tubos. c) de fácil acceso. d) el material, así como la construcción de los tubos debe ser barato.

A nivel internacional el cupro-nickel ha sido el material más aceptado para cumplir con estos requisitos. Los tubos estándar de este material se han usado con un espesor de 0.048 in.

Entre las condiciones que operan para plantas sin inyección de ácido son de temperaturas de hasta 200°F y 250°F para plantas que tienen inyección de ácido.

La velocidad del agua dentro de los tubos deberá estar entre 4 - 9 - ft/seg. Un aumento en la velocidad mejoraría la transferencia de calor pero no se compensaría en el gasto económico, al operar bajo esta condición. Se ha encontrado que la velocidad óptima ha resultado ser una de 6 ft/seg. considerada desde el punto de vista de economía de operación. Velocidades mayores además de alterar el balance económico de operación tienen problemas de erosión en los tubos.



### 1.1.5.3 Características de Operación.

La pureza del agua producto depende principalmente de la efectividad de la malla que se use para el vapor producido en cada cámara. Aparte de la caída de presión causada en la malla, la eficiencia de separación es decisiva en la evaluación de la malla a escoger.

Las condiciones de operación de la planta así como de la calidad de agua alimentada, tienen un efecto decisivo sobre la cantidad y calidad de partículas de agua que logre arrastrar el vapor.

Sobre la cantidad de sólidos disueltos en el agua producto ésta generalmente es muy baja teniendo como límite máximo 50 partes por millón.

Cuando el agua producto tendrá aplicaciones tales como calderas y -- plantas de proceso, la planta se podrá diseñar para dar un destilado de hasta 25 PPM de sólidos disueltos con la siguiente composición limitante 1 PPM cobre, 3 PPM hierro, 21 PPM otros.

### 1.1.6 Evaporadores de Tubos Verticales y Horizontales.

Este proceso recibe su nombre por tener el haz de tubos colocado en posición vertical, de manera que el agua es alimentada en la parte superior y por la parte inferior sale una mezcla líquido-vapor.

El proceso funciona de la siguiente forma. Observando la figura - - (1.15), se inicia al ver como el agua de mar entra y cae por dentro de los tubos que se encuentran dentro de la cámara. Conforme el agua fluye por los tubos esta es calentada por el vapor que existe fuera de los tubos. Esta operación convierte una parte de la solución en vapor y condensa al mismo tiempo al vapor que existe afuera. El vapor condensado se considera el agua producto.

Para obtener una alta eficiencia en la recuperación de energía, el proceso es repetido en varias cámaras que se encuentran en serie.

El vapor obtenido de la primera cámara es obtenido por una fuente de calentamiento externa. Con el vapor generado en la primera cámara, se calienta la segunda cámara. La solución salina que no logra evaporarse en la primera cámara, ahora es alimentada a la segunda cámara. Calentándola de nuevo, ahora en la segunda cámara, y se vuelve a obtener una mezcla líquido-vapor. A cambio de esta nueva mezcla el vapor alimentado se logra condensar y convertirse en agua producto. De nuevo el vapor obtenido es alimentado a la siguiente cámara para calentar a la solución líquida que fue también alimentada.

Este proceso es repetido varias veces hasta que la mayor parte del calor suministrado en la primera cámara es recuperado.

La temperatura de solución salina va disminuyendo al ir pasando de -- una cámara a otra. Como consecuencia de este descenso en temperatura se baja progresivamente la presión en cada cámara para facilitar la-- evaporación. La solución salina de la última cámara es expulsada del sistema.

A cada cámara le podemos llamar también efecto.

Entre las ventajas de los evaporadores de tubo vertical está la de -- una mayor transferencia de calor por unidad de superficie, debido al-- flujo en forma de película.

Reciente se ha estado experimentando con evaporadores que usan tubos-- de plástico, siendo la principal ventaja el costo. Respecto a los problemas por corrosión el uso de aceros recubiertos por concreto parece estar dando interesantes resultados.

Refiriéndose al tamaño de plantas comerciales existen de capacidades-- hasta de 1000 GPD (Esta planta se localiza en las Islas Vírgenes). -- Los diseños actuales están dando rendimiento de 0.75 - 0.85 lb de - - agua producto por 1000 BTU (calor suministrado por vapor externo) por efecto.

Evaporadores de Tubo Horizontal.

Los evaporadores de tubo horizontal están contru<sup>o</sup>idos en forma casi idéntica a los verticales.

Una de las razones para que surgiera este tipo de evaporador fue al considerar la energía que se requería para elevar la solución salina desde el fondo de un efecto hasta la parte superior del siguiente efecto. En este tipo de arreglo el vapor condensa por dentro de los tubos mientras que la solución salina fluye por fuera.

Las cámaras horizontales son lo suficientemente bajas que pueden colocarse una arriba de la otra, usando la gravedad para que el flujo sea del efecto mas caliente al mas frío (último). A partir de extensivas pruebas quedó demostrado que los tubos horizontales daban coeficientes de transferencia de calor el doble en valor al de tubos verticales.

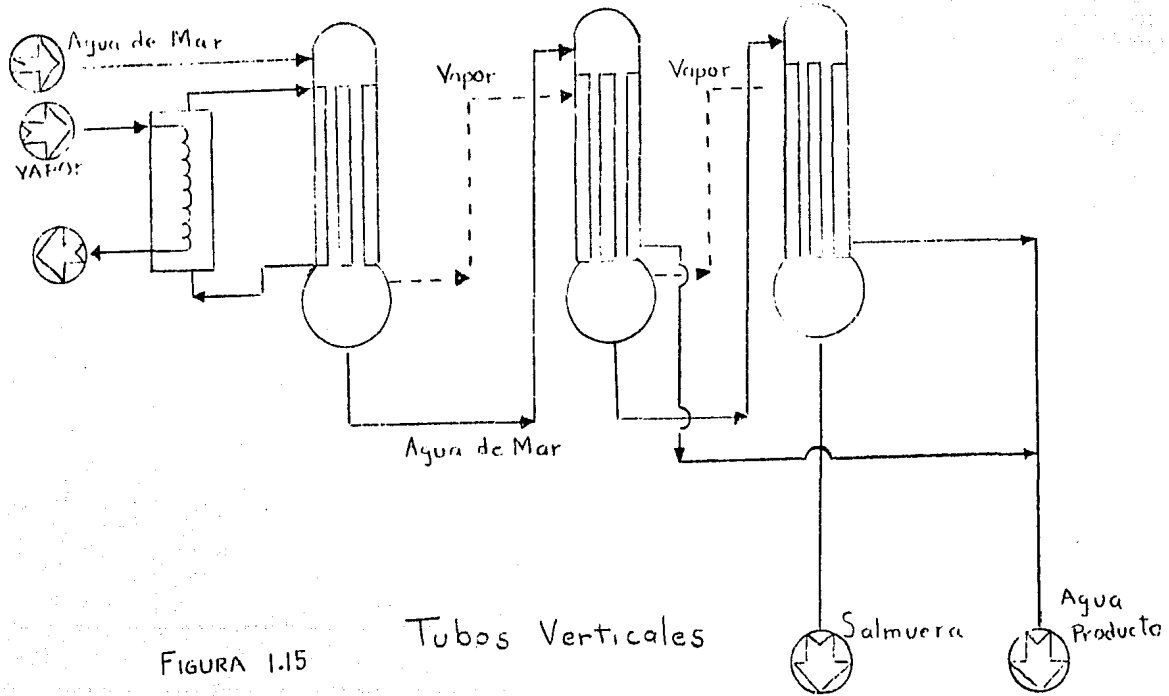


FIGURA 1.15

Tubos Verticales

### 1.1.7 Procesos Solares.

#### 1.1.7.1 Destilación Solar:

Dentro de los procesos existentes el de energía solar resulta ser uno de los más sencillos.

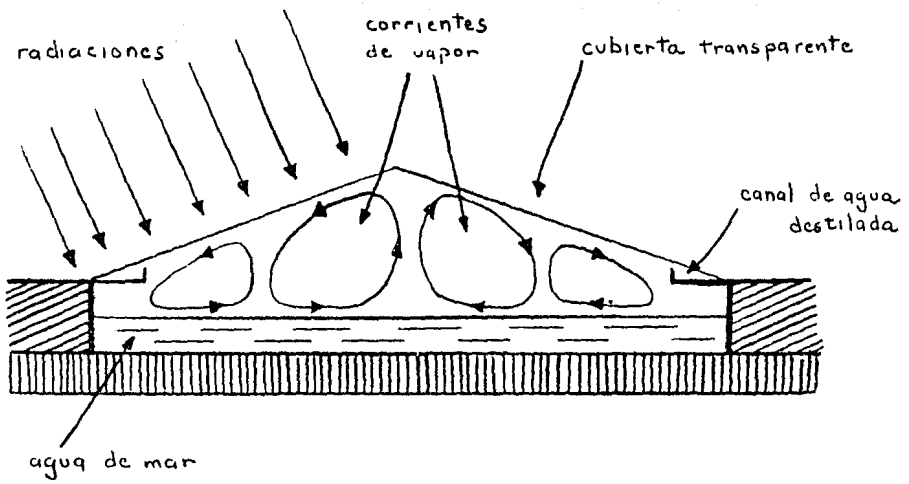
El agua destilada obtenida está en función de la eficiencia de radiación superficial. A grandes rasgos el proceso funciona de la siguiente manera.

Las cámaras solares son básicamente recipientes herméticos de forma rectangular. Dentro de tales se lleva a cabo la evaporación y condensación simultáneamente del agua de mar. (Fig. 1.16).

La energía solar penetra dentro de la cámara, atravesando los cristales inclinados y es absorbida parcialmente por el agua.

El resultado de esta absorción es un aumento en la temperatura del agua. La temperatura lograda es mayor que la del cristal pero menor a su temperatura de ebullición a la presión correspondiente.

Bajo estas condiciones sobre la superficie del líquido se forma una mezcla gaseosa de aire-vapor de agua. La mezcla está saturada y tiene una mayor temperatura que la mezcla que se encuentra por debajo del cristal. Debido a esto, corrientes convectivas se forman entre la superficie del cristal y la superficie del agua.



PROCESO SOLAR DISEÑO AUSTRALIANO

FIGURA 1.16

La mezcla saturada asciende hasta el cristal por donde se desliza superficialmente. Existiendo un gradiente de temperatura entre la mezcla saturada y la superficie, se da la condensación parcial.

Al ocurrir la condensación la mezcla se enfría y desciende de nuevo - hacia la superficie del agua para saturarse de nuevo y repetirse el ciclo.

El agua que condensa sobre el cristal resbala hasta llegar a un colector por donde sale como agua destilada.

Las capas aire-vapor que circulan por convección son realmente muy -- delgadas en espesor.

Dada esta razón la distancia entre la superficie del cristal y el agua debe ser la menor posible.

La convección es mayor cuando la diferencia de temperatura entre cristal y agua resulta ser grande.

Las pérdidas de calor ocurren en varios lugares.

Existen pérdidas por radiación directa y por difusión que son parcialmente reflejadas en las superficies exteriores e interiores (como el cristal, agua, etc).

Otras formas de pérdidas de calor son por las fugas de vapor, agua -



de mar y agua destilada. Las pérdidas hacia el suelo resultan ser mínimas si hay un adecuado aislamiento.

El resultado de un análisis sobre la distribución de energía en una cámara solar es como sigue:

( En base a un día solar de 2000 BTU/ ft<sup>2</sup> )

Evaporación .. .. .	45%
Radiación reflejada por cubierta .. . . . .	10%
Radiación absorbida por cubierta .. . . . .	5%
Radiación por el marco de la cubierta .. . . . .	5%
Radiación por el agua dentro .. . . . .	15%
Radiación por convección interna .. . . . .	5%
Radiación hacia el suelo .. . . . .	5%
Fugas de vapor .. . . . .	5%
Varios .. . . . .	5%

La eficiencia de una unidad solar es con frecuencia determinada como la siguiente :

$n$  = cantidad de agua condensada entre cantidad de agua vaporizada.

También se puede expresar como;  $n = \frac{D \cdot 8913}{I}$  (1)

$D$  = producción de destilado gal/ ft<sup>2</sup> día

$I$  = intensidad de radiación que incide sobre la superficie BTU/ ft<sup>2</sup> día

8913 = BTU s requeridos por galón de destilado.

Dentro de las relaciones encontradas que hacen uso de la eficiencia, - se llegó a la siguiente que es para la productividad (P) de destilado por unidac de superficie de agua.

$$P = \frac{n \times I}{H_v - H_f} = \frac{n \times I}{1080} \quad (2)$$

n = eficiencia

I = radiación solar sobre la superficie horizontal (BTU/ft<sup>2</sup>h)

H<sub>v</sub>= entalpia del vapor (BTU/lb)

H<sub>f</sub>= entalpia del agua de mar en la cámara (BTU/lb)

P = productividad (lb/ft<sup>2</sup> h)

Dentro de la literatura existen varias relaciones para los cálculos de masa y energía siendo estos últimos los más importantes.

Baum y Morse desarrollaron la siguiente ecuación que contempla el balance de energía.

$$I (1 - r) = Q + D \times t_c + v \quad (3)$$

D = flujo de destilado

t<sub>c</sub>= temperatura de cubierta

Q = calor total del proceso

r= pérdidas de energía por reflexión

$v$  = otras pérdidas de energía

$I$  = radiación que incide sobre superficie horizontal.

La relación anterior es válida para condiciones batch (régimen estacionario).

Cuando exista un proceso continuo la ecuación queda como:

$$I (1 - r) = Q + D (t_c - t_f) + B (t_B - t_f) + v \quad (4)$$

donde  $B$  = es el flujo de agua de mar que sale los subíndices  $B$  y  $f$  se refieren a las temperaturas del agua de mar en la cámara ( $B$ ) y de alimentación ( $F$ ).

En general la eficiencia real de la mayoría de las unidades construidas hasta la fecha es de el 30%. Sin embargo es posible logra una eficiencia de hasta un 50% enfriando de alguna manera la superficie de la cubierta transparente.

Varios factores de diseño afectan la productividad de la cámara solar, pero solo unos cuantos resultan ser importantes. Cualquiera que sea el diseño la unidad debe ser hermética.

El principal objetivo de los diseñadores es de obtener una alta producción de destilado. En cuanto al nivel de agua de mar manejado en la unidad, existen dos modalidades; manejo de niveles pequeños y niveles profundos.

Los niveles pequeños resultan alcanzar mayores temperaturas en las horas pico del sol. Dando una alta producción de destilado. Sin embargo el agua se enfría rápidamente después de las horas pico, dejando de producir.

Un nivel profundo no logra alcanzar las altas temperaturas y altas velocidades de destilación, pero a cambio, el agua no logra enfriarse tan rápido. Por lo tanto la producción no deja de cesar tan pronto como en el anterior.

Haciendo una comparación global de ambos, el resultado de la producción de destilado resulta ser casi equivalente.

Las cubiertas usadas generalmente son de cristal, pero se ha experimentado usando diversos tipos de plásticos. El resultado del uso de estos plásticos no ha sido muy bueno ya que estos materiales han probado no ser resistentes a las inclemencias del medio ambiente.

Otro factor es una adecuada instalación de aislantes para evitar pérdidas de calor en la unidad. Generalmente esto consiste en construir paredes y suelos de asfalto aislante, que resultan ser la cisterna o pila donde ocurre el proceso.

La construcción de plantas solares realmente no es un hecho que se ha ya realizado a últimas fechas. En el año de 1872 en Chile se construy

yó la primera planta solar a gran escala. Esta planta tenía una producción de 5000 gal de agua al día y duró operando satisfactoriamente 40 años. Su área de evaporación fue de 47900 ft<sup>2</sup>.

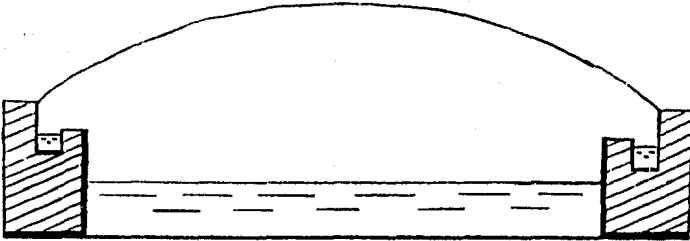
Hoy en día y después de la Segunda Guerra Mundial, se despertó el interés por la destilación solar. Siendo los siguientes países los que más investigaron han hecho al respecto E.U., URSS, AUSTRALIA, GRECIA y CHILE.

Aunque no existe información suficiente sobre los costos de construcción podemos afirmar que este oscila entre \$ 0.93 - \$ 1.40 U.S. dólar ft<sup>2</sup> de área de evaporación (1973). La tendencia actual ha sido en -- producir unidades pequeñas para uso familiar ó a nivel de pequeños hoteles y comunidades.

Figura (1.17) nos muestra un diseño con una cubierta de plástico inflada. La presión interna resulta ser un poco mayor a la atmósfera.- Este diseño no dió resultados satisfactorios debido a fugas y la pobre resistencia mecánica de la cubierta. Además inflar la cámara representaba un gasto adicional.

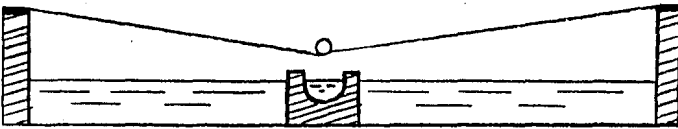
Figura (1.18) Diseño de plástico en V. Uno de los mayores problemas fue de nuevo la resistencia mecánica, además de que con el tiempo el plástico se opaca, reduciendo la transmisión de radiación.

Figura (1.19) Diseño inclinado de cristal. Ha resultado ser entre -



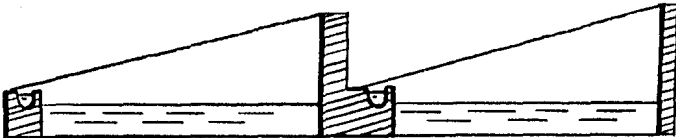
CUBIERTA INFLADA.

FIGURA 1.17



CUBIERTA EN V.

FIGURA 1.18



CUBIERTA INCLINADA

FIGURA 1.19

los mejores diseños debido a su simplicidad.

El diseño de la fig(1.16) es diseño australiano y también es de los - que ha dado excelentes resultados.

Es cierto que a primera vista los diseños anteriores parecen demasiado sencillos, sin embargo ha sido esta sencillez lo que los ha hecho de los más eficientes. Se han diseñado equipos más elaborados, que a final de cuentas resultan incosteables por el mantenimiento que re quieren y operación.

#### 1.1(7.2) Proceso Claude.

La figura (1.20) muestra el proceso Claude para desalar agua de mar mediante energía solar.

Después de calentar el agua de mar hasta la temperatura deseada en el colector (1), se envía al acumulador (2) donde el aire es removido.

El flujo que sale de este equipo entra al vaporizador que se encuentra a vacío, (3). Debido a la presión existente dentro de este equipo, parte del agua logra evaporarse, obteniéndose dos corrientes de salida (vapor y líquido) a la misma temperatura.

El vapor se alimenta a una turbina (4) donde se llega a generar energ

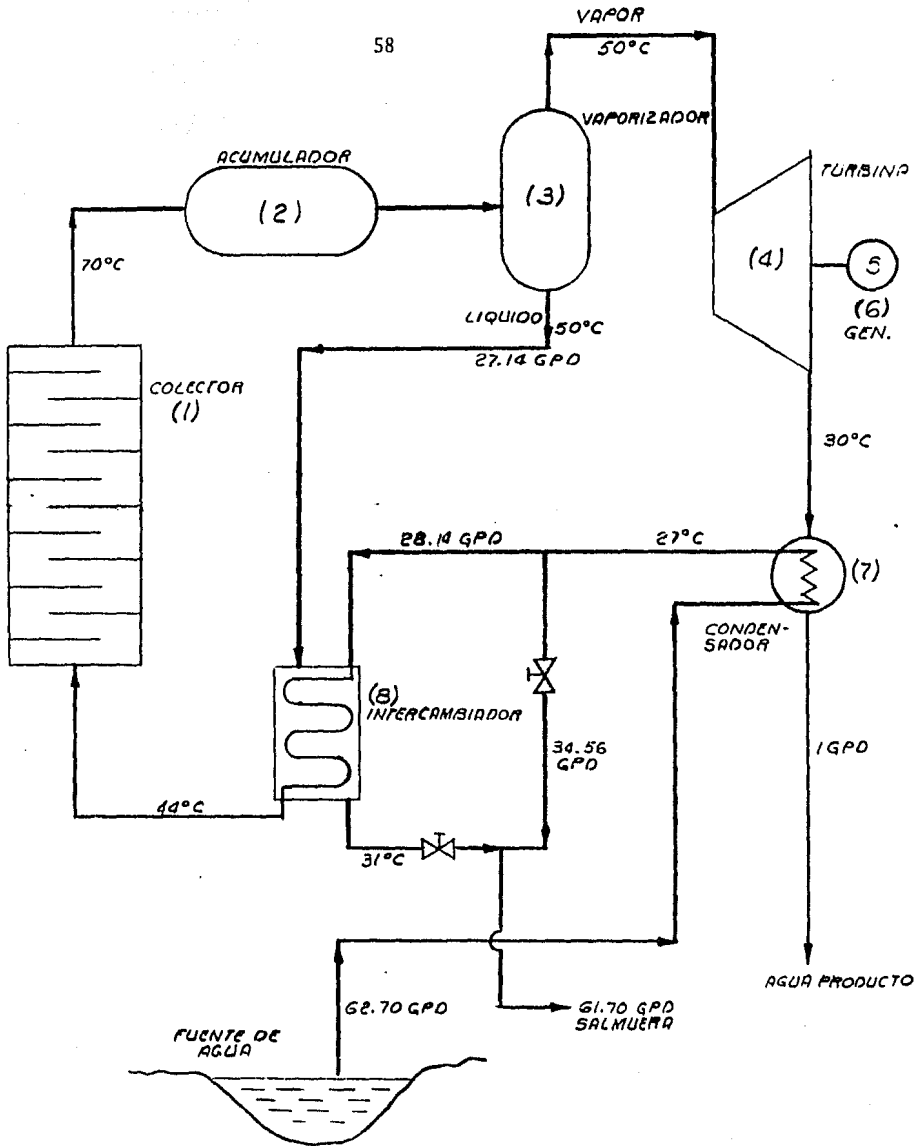


DIAGRAMA PROCESO CLAUDE

FIGURA 1.20



gía. Saliendo de la turbina el vapor es condensado (7), convirtiéndose en agua producto; su calor liberado es usado para precalentar agua de mar que se alimenta al sistema. Propósito idéntico cumple el agua que sale del vaporizador al pasar por el intercambiador (8) y ser, finalmente, desechada.

En el año de 1963 la Universidad Tecnológica de Federico Santa María realizó una serie de mediciones de la energía solar recibida en Coaya-Sur. La siguiente gráfica (Fig. 1.21) nos muestra la radiación solar anual recibida sobre una superficie plana.

Los siguientes valores de radiación corresponden al valor promedio -- anual de energía solar que incide sobre una superficie plana.

Máxima radiación solar  $I_{\text{máx}} = 2100 \text{ BTU/ft}^2/\text{día}$

Mínima radiación solar  $I_{\text{mín}} = 1000 \text{ BTU/ft}^2/\text{día}$

Promedio radiación solar  $I_p = 1570 \text{ BTU/ft}^2/\text{día}$

Calor real absorbido por el Proceso Claude.

Máximo calor aprovechado  $Q_{\text{máx}} = 920 \text{ BTU/ft}^2/\text{día}$

Mínimo calor aprovechado  $Q_{\text{mín}} = 645 \text{ BTU/ft}^2/\text{día}$

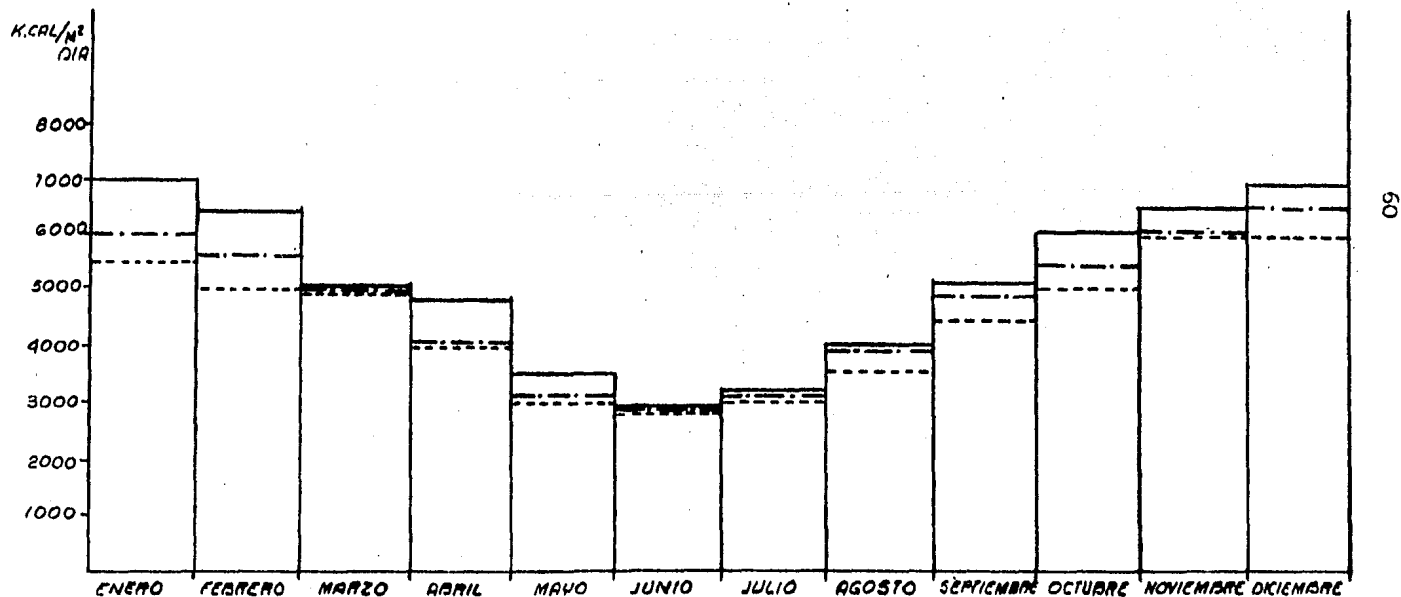
Promedio calor aprovechado  $Q_p = 790 \text{ BTU/ft}^2/\text{m}^2$

Resulta ser que en promedio el proceso Claude aprovecha el 50% de la energía solar disponible.

AÑO 1963  
LUGAR: COYA SUR (REP. CHILE)

LATITUD 22° 26' SUR  
LONGITUD 69° 33' OESTE  
ALTURA 1490 m SOBRE NIVEL DEL MAR

— MAXIMO PROMEDIO  
- - - PROMEDIO  
- - - - MINIMO PROMEDIO



RADIACION SOLAR

FIGURA 1.21

Para el proceso Claude los valores de operación son los siguientes:

	Máxima	Mínima	Promedio
Radiación solar BTU/ft <sup>2</sup> /día	2100	1000	1570
Calor absorbido BTU/ft <sup>2</sup> /día	1050	615	780
Calor útil BTU/ft <sup>2</sup> /día	920	645	780
Potencia BTU/h	2.807 E6	7.684 E5	9.323 E5
Potencia útil BTU/h	9.767 E5	6.830 E5	8.299 E5
Energía generada BTU/día	1.358 E7	9.488 E6	1.154 E7
Energía eléctrica anual BTU/año			4.198 E9
Agua circulada gal/día	2.425 E5	1.699 E5	2.063 E5
Agua destilada gal/día	8.719 E3	6.077 E3	7.398 E3
Agua potable anual gal/año			2.695 E6
Consumo anual de Mg Cl <sub>2</sub> lb/año			2000

## 2.1 Balance de Masa y Energía

Durante los últimos 30 años la destilación del agua de mar se ha planteado como el proceso más desarrollado para la obtención de agua dulce.

Fue en el año de 1956 cuando los trabajos de Silver y Frankel lograron obtener relaciones de rendimiento\* del orden de 10 con el proceso de -- evaporación por multietapas comparado con los valores de 5 obtenidos -- en el proceso de efectos múltiples de esa época.

$$* \text{ Relación de rendimiento} = \frac{\text{lb agua producto}}{\text{lb vapor consumido}}$$

Desde esa época la teoría y práctica en operación de las plantas de -- evaporación por multietapas (EM) ha ido perfeccionándose y por lo tanto reduciéndose el costo del agua producto. A pesar de existir otros -- procesos, este es el que ha dado excelentes resultados para cumplir -- con grandes demandas de agua dulce.

A continuación examinaremos algunas de las relaciones básicas de una -- planta EM. Estas relaciones son casi iguales para una planta de evapo -- ración en multietapas y multiefectos(EME).

### 2.1.1 Relaciones Básicas de EM.

Las plantas EM con recirculación son las más comunes ahora para la obtención de grandes cantidades de agua dulce, usando generalmente calor de desecho.

Como se podrá apreciar en la figura I el principio de operación es que agua de mar calentada hasta su temperatura de saturación sea evaporada en una etapa que se encuentra a menor presión. El vapor obtenido en esta etapa es condensado al precalentar el agua de mar que entra al proceso.

Conforme el agua de mar se evapora se va enfriando de manera proporcional.

Observando la figura (2.1) y el perfil de temperaturas nos daremos una mejor idea del proceso y sus intercambios de energía.

A una temperatura  $T_c$  se toma agua de mar que resulta ser la suma de dos corrientes  $M_f$  y  $M_{bd}$ . Esta primera corriente se calienta hasta una temperatura  $T_1$  por la condensación de los vapores obtenidos en la sección de rechazo. En esta etapa la mayor parte del agua alimentada sirvió para condensar los vapores y por lo tanto una cantidad  $M_{bd}$  es descargada de nuevo al mar, quedando solo la cantidad  $M_f$ .

Debido a las características del agua de mar y sus efectos sobre los materiales de que está construida la planta, resulta necesario un tratamiento químico para remover algunos de sus componentes que puedan producir corrosión y depósitos de algunos compuestos.

Una vez tratada la corriente  $M_f$  esta es mezclada con  $M_{rr}$  que es salmue

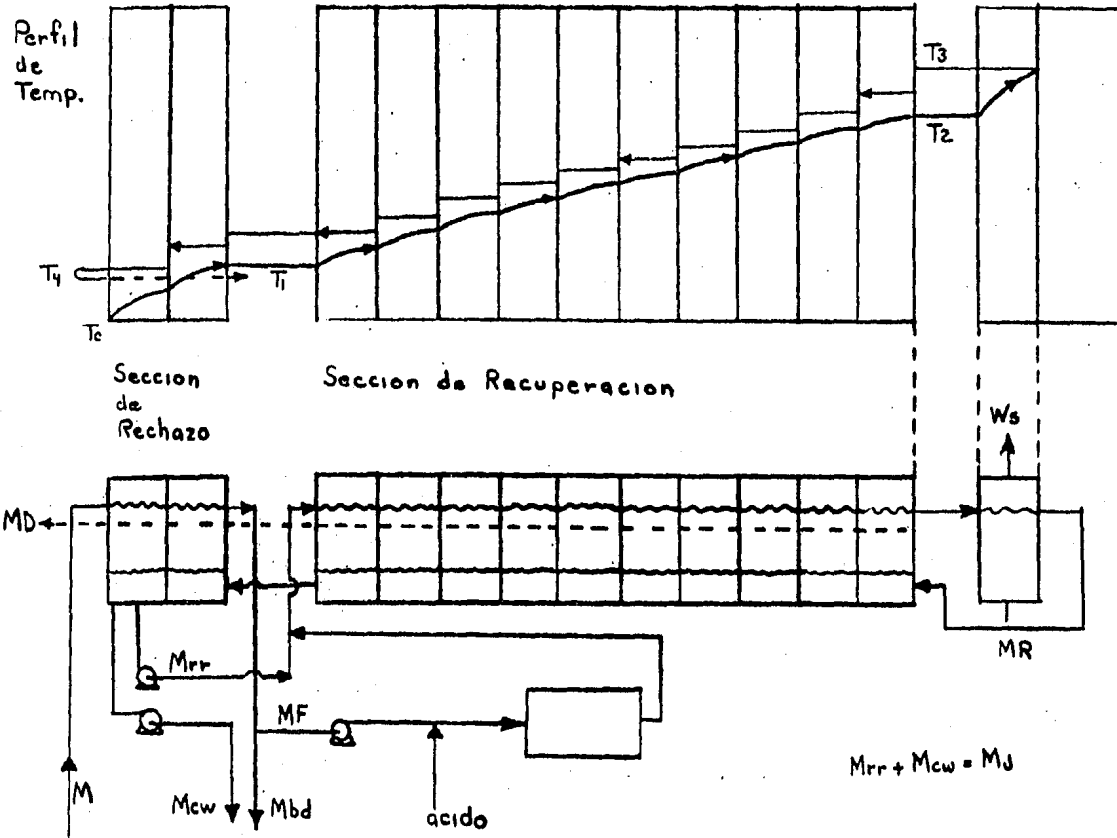


FIGURA 2.1 PROCESO DE EVAPORACION POR MULTITAPAS

ra recirculada. La recirculación de  $M_{rr}$  es con el objetivo de no desperdiciar salmuera que ha sido tratada, representando esto una disminución de costos.

Ambas corrientes ahora fluyen a través de los tubos de condensación -- por toda la sección de recuperación. Al final de esta sección su temperatura será  $T_2$ . El incremento será debido a la condensación de los vapores de salmuera desprendidos en cada etapa.

Para que la corriente a  $T_2$  pueda lograr evaporarse es necesario calentarla muy cercano a su temperatura de saturación. En un intercambiador de vapor se logra este calentamiento necesario, llegando a una temperatura  $T_3$  (TBO).

El vapor usado es vapor externo y de preferencia se ve que pueda ser calor de desecho.

Una vez a  $T_3$  la corriente  $M_f + M_{rr}$  entra a la primera etapa donde una parte se evapora y se condensa en agua producto  $M_D$ . De aquí en adelante la salmuera pasa por un  $n$  número de etapas hasta salir a una temperatura  $T_4$  (TBN). Una parte es recirculada como  $M_{rr}$  y otra parte es desechada al mar  $M_{cw}$ .

El total de agua producto será  $M_D$  y también saldrá a  $T_4$ .

Teniendo ya una idea del proceso y de sus perfiles de temperatura veamos ahora los balances generales.

### Balances Generales.

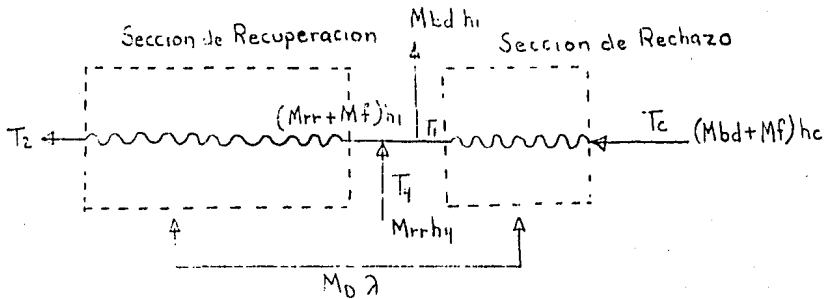
Loop de recirculación

$$Mf + M_{r,r} - M_D = M_{r,r} + M_{cw} \quad (5)$$

$$Mf + M_D + M_{cw} \quad (6)$$

Balance de Energía

$$M_{bd} (H_1 - h_c) = Q_s - Q_1 - M_{cw} (h_4 - h_c) - M_D (h_4 - h_c) \quad (7)$$



$$M_D \cdot \lambda = M_{bd} (h_1 - h_c) + M_{r,r} (h_2 - h_4) + Mf (h_2 - h_c) \quad (8)$$



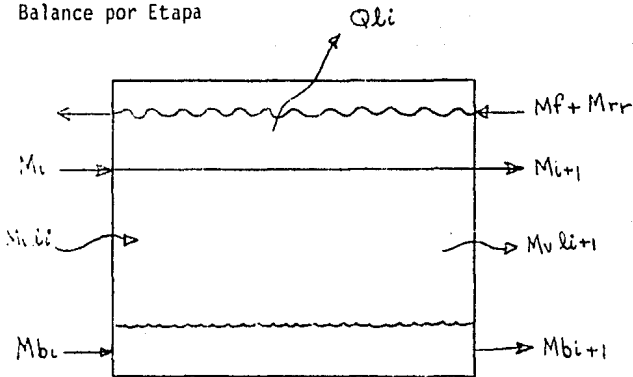
Balance sobre corriente que se Evapora

$$M_D \cdot \lambda = (M_f + M_{rr}) (h_3 - h_4) \quad (9)$$

balance en el Intercambiador

$$M_S \cdot \lambda = (M_f + M_{rr}) (h_3 - h_2) \quad (10)$$

Balance por Etapa



$Q_{li}$  - pérdida de calor hacia el medio ambiente

$M_l$  - aire que entra del medio ambiente ó vapor que se fuga hacia el medio ambiente.

$M_{v,l}$  - vapor que se fuga de la etapa anterior ó que se fuga a la etapa siguiente.

$M_b$  - salmuera

$M$  - agua producto

$M_f + M_{rr}$  - agua que se precalienta

Debido a que el aire y otros gases incondensables tienen efecto sobre las velocidades de condensación, estos por lo tanto se incluirán en las ecuaciones, denotándose ya como la concentración en masa.

Por lo tanto el balance para agua de mar (salmuera) y vapor será:

$$(M_{bi} - M_{bi+1}) + (M_{vli} - M_{vli+1}) - M_l = M_{i+1} - M_i \quad (11)$$

Donde  $M_l$  representa vapor que se fuga hacia el interior.

El balance para gases incondensables:

$$(M_{bi} y_{bai} - M_{bi+1} y_{bai+1}) + (M_{vli} y_{vai} - M_{vli+1} y_{vai+1}) - M_{li} y_{lai} + (M_{i} y_{yai} - M_{i+1} y_{yai}) = 0 \quad (12)$$

Si se tiene presiones subatmosféricas el signo de  $(- M_{li} y_{lai})$  será positivo.

Balance de Sales:

$$M_{bi} x_{bi} = M_{bi+1} x_{bi+1} + msdi \quad (13)$$

Donde  $msdi$  es cantidad de sal depositada en la etapa  $i$ .

Si todas las fugas entre etapas y hacia el medio ambiente se hacen despreciables tendremos:

Balance de Masa.

$$M_{bi} - M_{bi+1} = M_{i+1} - M_i = \text{producción de etapa } i. \quad (14)$$

Balance de Energía.

$$(M_f + M_{rr})(h_i - h_{i+1}) = (M_{bi} h_{bi} - M_{bi+1} h_{bi+1}) - (M_{ih_i} - M_{i+1} h_{i+1}) = Q_{1i} \quad (15)$$

2.1.2 UN ANALISIS MAS ESPECIFICO.

Suponiendo que no son apreciables las fugas de ninguna especie, se tomarán las siguientes suposiciones.

1. Calor específico constante
2. Calor latente constante
3. Aumento del punto de ebullición constante
4. Caída de temperatura constante para cada etapa.

De figuras (2.2) y (2.3)

Perfil de temperaturas

$$T_{Bi-1} - T_{bi} = T_{Di-1} - T_{Di} = \Delta T_x = \text{constante (suposición 4)}$$

Caída de temp. de salmuera que se evapora.	Caída de temperatura de destilado.
--	------------------------------------

(16)

Para cierta etapa.

$$\Delta T_x = \frac{\text{rango de temp. de evaporación}}{\text{número de etapas}} = \frac{T_{Bo} - T_{Bn}}{n} = \frac{A T_f}{n} \quad (17)$$

Balances de Materia

Para una etapa i en la sección de recuperación

$$M_{Bi} = M_{Di+1} + M_{Bi+1} = M_{Di} + B_i = \text{constante} \quad (18)$$

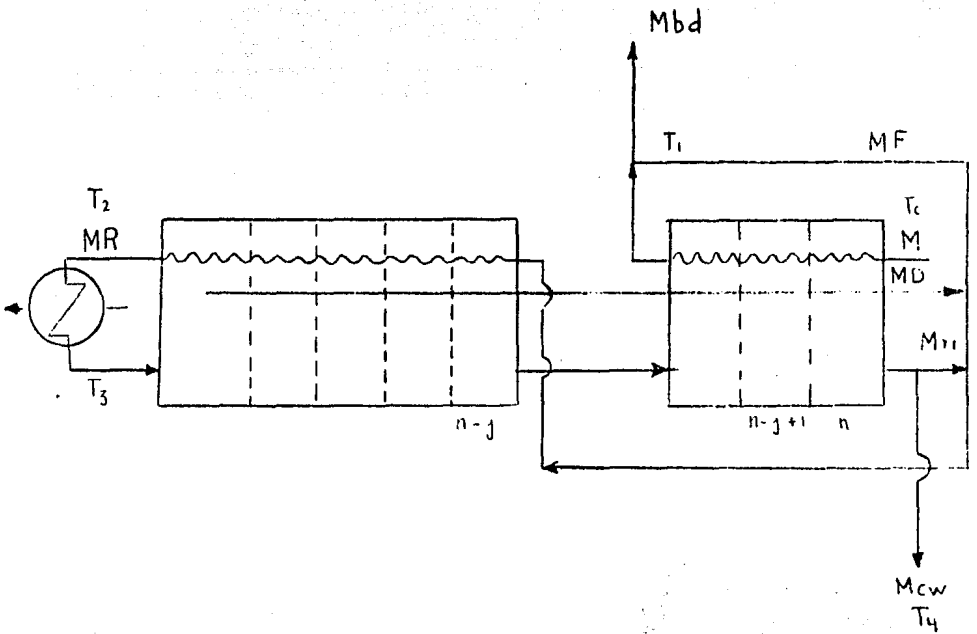
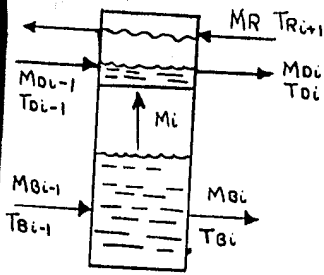
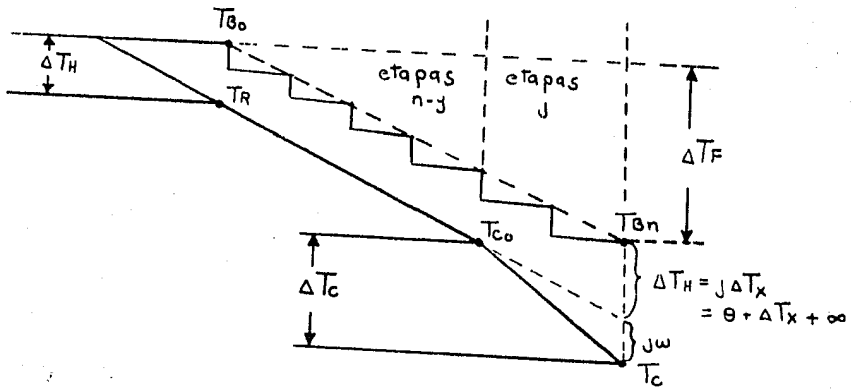


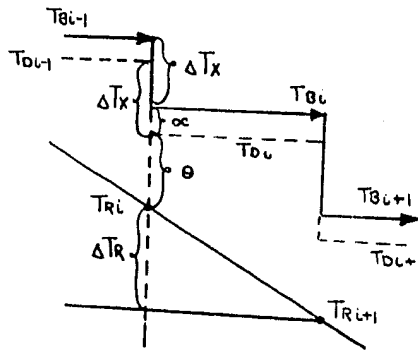
DIAGRAMA DE UNA PLANTA MULTIETAPAS

FIGURA 2.2

Perfil de Temperaturas



corte de una etapa



perfil de temperatura de una etapa

FIGURA 2.3 PERFILES DE TEMPERATURAS

Producto formado en la etapa  $i$

$$M_{di} = M_{Bi+1} - M_{Bi} = M_{Di} - M_{Di-1} \quad (19)$$

producto formado en la etapa  $i$       salmuera que entra y sale      diferencia de destilado que entra y sale

Balance de Entalpia para la etapa  $i$ .

$$MR (T_{ri} - T_{ri+1}) = (M_{Bi-1} T_{Bi-1}) - (M_{Bi} T_{Bi}) + (M_{Di-1} T_{Di-1}) - (M_{Di} T_{Di}) \quad (20)$$

Donde:  $MR = Mf + M_{rr}$       (21)

Cálculo de Relación de Recirculación.  $\frac{MR}{M_D}$

Producto de la etapa 1.

$$M_{d1} = M_{Bo} \frac{\Delta T_x}{\lambda} \quad (22) \quad M_{Bo} = M_R = Mf + M_{rr} \quad (23)$$

$$f = \frac{\Delta T_x}{\lambda} \quad (24)$$

$$M_{B1} = M_R - M_{d1} = M_R - M_R f = M_R (1 - f) \quad (25)$$

Producto de la etapa 2.

$$M_{d2} = M_{B1} \frac{\Delta T_x}{\lambda} = M_R (1 - f) \cdot f = M_R (1 - f)^2 \quad (26)$$

Llegando a la última etapa.

$$M_{Bn} = M_R (1-f)^n \quad (27)$$

Pero debido a que  $M_{Bn} = M_R - M_D$  (28)

$$M_D = M_R (1 - (1 - \Delta T_x / \lambda)^n) \quad (29)$$

$$M_D = M_R (1 - (1 - \Delta T_f / n)^n) \quad (30)$$

Reduciendo

$$M_D = M_R (1 - \exp(-\Delta T_f / \lambda)) \quad (31) \quad \text{Para } \Delta T_f / \lambda \ll 1.0 \quad (32)$$

$$M_D = M_R \Delta T_f / \lambda \quad (33)$$

$$Q_s = \underbrace{M_R (T_{Ri} - T_{Ri+1})}_A - \underbrace{M_{Bi-1} (T_{Bi-1} - T_{Bi})}_B + \underbrace{M_{Di-1} (T_{Di-1} - T_{Di})}_C \quad (34)$$

$$Q_s = (M_{Bi-1} + M_{Di-1}) \Delta T_x = M_R \Delta T_x \quad (35)$$

A = Transferencia total para una etapa

B = Calor liberado por salmuera que se evapora

C = Calor liberado por destilado

Conclusion:

$$\Delta T_R = (T_{Ri} - T_{Ri+1}) = \Delta T_x = (T_{Bi+1} - T_{Bi}) \quad (36)$$

Considerando ahora una etapa en la seccion de rechazo

$$M_{bd} = (T_{Ci} - T_{Ci+1}) = (M_{Bi+1} + M_{Di-1}) \Delta T_x \quad (37)$$

Por lo tanto:  $\Delta T_H = y \Delta T_x = (j/n) \Delta T_f$  (38)  
n = número de etapas  
totales

$$\Delta T_f / \Delta T_H = n / j \quad (39) \quad \text{y = número de etapas en la seccion de rechazo}$$

Razón de Rendimiento

$$R = \frac{M_D}{M_S} = \frac{\dot{m}_D / M_R}{M_S / M_R} \quad (40)$$

$$R = \frac{1 - \exp(-\Delta T_f / \lambda)}{\Delta T_H / \lambda} \quad (41) \quad \text{donde } \Delta T_H = T_{Bo} - T_R \quad (42)$$

$$\text{para } \frac{\Delta T_f}{\lambda} \ll 1.0 \quad (45)$$

$$R \simeq \frac{\Delta T_f}{\Delta T_H} \quad (44)$$

$$R = \frac{(1 - \exp(-\Delta T_f / \lambda))}{TTD + BPE + \Delta T_x} = \frac{n}{j} \frac{(1 - \exp(-\Delta T_f / \lambda))}{(\Delta T_f / \lambda)} \quad (45)$$

$$\text{Para } \Delta T_f / \lambda \ll 1.0 \quad R \simeq \frac{n}{j} \quad (46)$$

Áreas de Transferencia

## Intercambiador de Vapor

$$Q_H = M_S \lambda_S = U_H A_H \Delta T_H = M_R (T_{Bo} - T_R) \quad (47)$$

$$\Delta T_H = \frac{T_{Bo} - T_R}{\ln \frac{T_S - T_R}{T_S - T_{Bo}}} \quad (48)$$

$$A_H = \frac{M_R}{U_H} \ln \frac{T_S - T_R}{T_S - T_{Bo}} \quad (49)$$

En las etapas de sección de recuperación

$$Q_r = M_R \Delta T_x = A_1 U_1 \Delta T_1 \quad (50)$$



$$\Delta T_1 = \frac{\Delta T_x}{\ln \frac{TTD + \Delta T_x}{TTD}} \quad (51)$$

$$\text{Area por etapa } A_1 = \frac{Q}{U_1 \Delta T_1} \quad (52)$$

$$\text{Area total sección de recuperación} = (n-y) \frac{MR}{U_p} \ln \left( \frac{TTD + \Delta T_x}{TTD} \right) \quad (53)$$

En las etapas de la sección de rechazo

$$Q_R = MR \Delta T_x = A_R U_R \Delta T_R \quad (54)$$

$$\text{Donde: } \Delta T_R = \frac{(\Delta T_x + w)}{\ln \left( \frac{\Delta T_x + w + TTD}{TTD} \right)} \quad (55)$$

$$w = \frac{T_{Bn} - T_{Ci}}{y} - \Delta T_x \quad (56)$$

Para una segunda etapa en la sección de rechazo ( $n-y+2$ ).

$$\Delta T_{R2} = \frac{\Delta T_x + w}{\ln \left( \frac{\Delta T_x + 2w + TTD}{w + TTD} \right)} \quad (57)$$

Por lo tanto el área en la sección de rechazo es:

$$A_{RI} = A_{n-y+1} + A_{n-y+2} + \dots + A_n \quad (58)$$

$$(59) \quad A_{RI} = \frac{MR}{U_R} * \frac{\Delta T_x}{\Delta T_x + w} * \ln \left( \frac{TTD + \Delta T_x + w}{TTD} \right) + \frac{TTD + \Delta T_x + 2w}{TTD + w} \dots \frac{TTD + \Delta T_x + yw}{TTD + (y-1)w}$$

Area total de etapas

$$\Delta t_{\text{etapas}} = A T_1 + A_r T \quad (60)$$

Despreciando  $w$  tenemos:

$$(61) \quad \Delta t_{\text{etapas}} = \frac{MD}{1 - \exp(-\Delta Tf/\lambda)} * \frac{n}{U_{\text{promedio}}} \ln\left(\frac{TTD + \Delta Tx}{TTD}\right)$$

Si despreciamos tambien BPE:

$$\frac{TTD + \Delta Tx}{TTD} - \frac{\Delta T_H}{\Delta T_H - \Delta Tf/n} = \frac{y}{y-1} \quad (62)$$

$$= \frac{n}{n-R \left( \frac{\Delta Tf/\lambda}{1 - \exp(-\Delta Tf/\lambda)} \right)} \quad (63)$$

Por lo tanto:

$$At = \frac{MD}{1 - \exp(-\Delta Tf/\lambda)} * \frac{n}{U_p} * \ln\left(\frac{y}{y-1}\right) \quad (64)$$

$$\text{Si } \frac{\Delta Tf}{\lambda} \ll 1.0 \quad (65)$$

$$At \approx \frac{MD}{U_p} \frac{n}{\Delta Tf} \ln\left(\frac{n}{n-R}\right) \quad (66)$$

## 2.2 Coefficientes de Transferencia de Calor.

Una evaluación de los coeficientes de transferencia de calor, es una necesidad para poder diseñar una planta desalinizadora de agua de mar. Debido a que, a partir de sus valores se podrá evaluar el coeficiente global que repercute en el área necesaria para que se de la transferencia de calor adecuada al proceso.

Tomemos un corte de uno de los tubos del condensador y analicemos las resistencias que se presentan al flujo de calor. Fig.(2.4).

Por dentro del tubo, tomemos la primer resistencia que es una película de agua de mar que se forma adyacente a la pared del tubo. Para -- nuestra situación, que se trata de un fluido bajo convección forzada, se obtuvo la siguiente expresión que es ya bien conocida.

$$\frac{h D_i}{k} = 0.027 * (Nre)^{0.8} * (Pr)^{0.333}$$

$$h = \frac{0.027 * (Nre)^{0.8} * (Pr)^{0.333} * k}{D_i}$$

(67)

$D_1$  = Diámetro interno del tubo  
ft

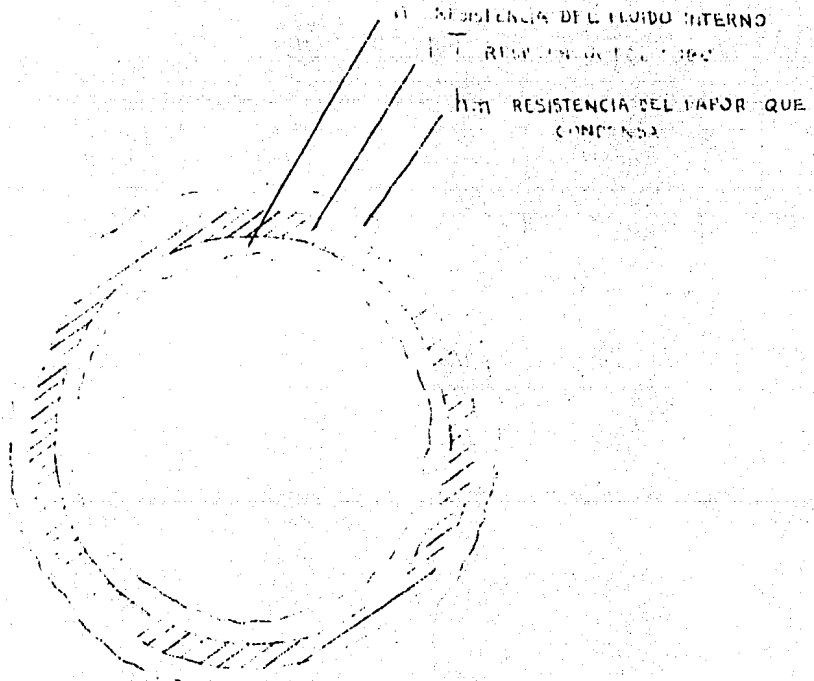
$k$  = conductividad térmica del fluido BTU/h Ft<sup>2</sup>(°F/ft)

$Nre$  = Número de Reynolds

$Pr$  = Número de Prandtl

$h$  = coeficiente de convección forzada BTU/h ft<sup>2</sup> °F

La siguiente resistencia a considerar siguiendo este orden, sería la pared misma del tubo.



CORTE EN UN TUBO DEL CONDENSADOR

FIG. 2.4

El coeficiente es calculado en este caso simplemente como:

$$hT = k / \Delta X \quad (68)$$

donde  $k$ - conductividad térmica del tubo BTU / ft<sup>2</sup> h°f

$\Delta X$ - espesor de la pared del tubo ft

Del lado exterior se encuentra la resistencia presentada debido al vapor que condensa. la siguiente expresión fue desarrollada exclusivamente para condensación de agua de mar en un haz de tubos rectangular.

$$h_m = 0.725 \left( \frac{k_f^3 D_f^3 H_{fg} g_c}{\mu_f D_o (t_{sat} - t_w) n} \right)^{0.25} C F \quad (69)$$

Donde el factor C se rige por los siguientes criterios:

$$C = 1.310 \quad \text{para } n = 1.0 \quad \text{donde } n - \text{número de tubos por hilera vertical} \quad (70)$$

$$C = 1.2379 - 3.5361 \times 10^{-2}(n) - 1.5703 \times 10^{-3}(n)^2 \quad \text{para } 2 \leq n \leq 16 \quad (71)$$

$$C = 1.4017 \quad \text{cuando } n > 16 \quad (72)$$

El factor F es el que toma en cuenta el efecto de los gases no condensables.

$$F = 1.0 - 3.4313 \times 10^{-3}(x) + 1.2268 \times 10^{-3}(x)^2 - 1.4923 \times 10^{-4}(x)^3 \quad (73)$$

donde  $x$  = fracción en peso de gases no condensables

Se calculará el efecto de los gases no condensables cuando estos sean mayores al 4% en peso del vapor que llega al condensador.

El coeficiente es calculado en este caso simplemente como:

$$hT = k / \Delta X \quad (68)$$

donde  $k$ - conductividad térmica del tubo  $\text{BTU} / \text{ft}^2 \text{ h}^\circ\text{F}$

$\Delta X$ - espesor de la pared del tubo  $\text{ft}$

Del lado exterior se encuentra la resistencia presentada debido al vapor que condensa. La siguiente expresión fue desarrollada exclusivamente para condensación de agua de mar en un haz de tubos rectangular.

$$h_m = 0.725 \left( \frac{k_f^3 D_f^5 H_{fg} g_c}{\mu_f D_o (t_{sat} - t_w) n} \right)^{0.25} C F \quad (69)$$

Donde el factor  $C$  se rige por los siguientes criterios:

$$C = 1.510 \quad \text{para } n = 1.0 \quad \text{donde } n - \text{número de tubos por hilera vertical} \quad (70)$$

$$C = 1.2379 - 3.5361 \times 10^{-2}(n) - 1.5703 \times 10^{-3}(n)^2 \quad \text{para } 2 \leq n \leq 16 \quad (71)$$

$$C = 1.4017 \quad \text{cuando } n > 16 \quad (72)$$

El factor  $F$  es el que toma en cuenta el efecto de los gases no condensables.

$$F = 1.0 - 3.4313 \times 10^{-3}(x) + 1.2268 \times 10^{-3}(x)^2 - 1.4923 \times 10^{-4}(x)^3 \quad (73)$$

donde  $x$  = fracción en peso de gases no condensables

Se calculará el efecto de los gases no condensables cuando estos sean mayores al 4% en peso del vapor que llega al condensador.

- $k_f$  = conductividad térmica del condensado  $\text{BTU/h ft}^2(^\circ\text{F/ft})$   
 $D_f$  = densidad del condensado  $\text{lb/ft}^3$   
 $H_{F6}$  = calor de vaporización  $\text{BTU/lb}$   
 $\mu_f$  = viscosidad del condensado  $\text{lb/ft h}$   
 $D_o$  = diámetro externo del tubo  $\text{ft}$   
 $t_{\text{sat}}$  = temperatura de saturación del vapor  $^\circ\text{F}$   
 $t_w$  = temperatura externa de pared  $^\circ\text{F}$   
 $t_f$  = temperatura de película =  $t_{\text{sat}} - 0.5(t_{\text{sat}} - t_w)$   $^\circ\text{F}$   
 $n$  = número de tubos por hilera vertical  
 $g_c$  = constante gravitacional  $\text{ft/h}^2$

Como última resistencia, tomaremos el factor de ensuciamiento que en las plantas puede oscilar entre  $0.0007$  y  $0.001 \text{ BTU}^{-1} \text{ ft}^2 \text{ h}$ . Esto es - para plantas tratadas con ácido. En general, se dan valores mas altos de ensuciamiento a la sección de rechazo debido a que maneja agua de - mar sin tratamiento químico.

Habiendo ya calculado cada resistencia de manera individual se procede rá a determinar el valor del coeficiente global. Este coeficiente se calcula sumando cada resistencia.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h} + \frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_m} + \frac{1}{h_c} \quad (74)$$

Debemos hacer hincapié que la resistencia individual que afecta en mayor proporción al valor global es  $h$ , esto es, la resistencia debida a la salmuera que fluye por dentro de los tubos.

Aquí, para esta resistencia, el diseñador tiene la libertad de poder mejorar ligeramente el coeficiente mediante el cambio de la velocidad de la salmuera que fluye por los tubos. El rango de velocidad puede ir desde 3 a 9 ft/seg. Apegándose al límite superior se logra mejorar la transferencia de calor pero causa un excesivo consumo de energía para bombear. Moviéndose dentro del límite inferior logramos ahorrar energía de bombeo, pero corremos el peligro de dejar que partículas suspendidas en la salmuera se depositen sobre el tubo y así se forme una resistencia mas para la transferencia de calor.



### 2.5 Diseño de la Cámara

El diseño de las cámaras debe cumplir con el objetivo de asegurar que exista la evaporación y condensación del agua producto.

Entre uno de los parámetros más importantes está la longitud de la cámara. La característica de esta dimensión es que permita el tiempo necesario de residencia al flujo de agua de mar para que ocurra la evaporación necesaria. Lo ideal sería llegar a un equilibrio, sin embargo sabemos que esto nunca podrá ser para las cámaras de evaporación, debido a que no permanece el tiempo suficiente.

De acuerdo a las investigaciones llevadas a cabo para la Office of Saline Water por la Weir Westgarth LTD, se llegó a la siguiente expresión para calcular la longitud de la cámara:

$$L = \left( \frac{Q - 85000}{10000} \right) \left( \frac{610}{T} \right)^{3.12} \left( \frac{\Delta T}{3} \right)^{0.6} (3.6 + 0.63*1) \quad (75)$$

Donde:

L = longitud de la cámara in.

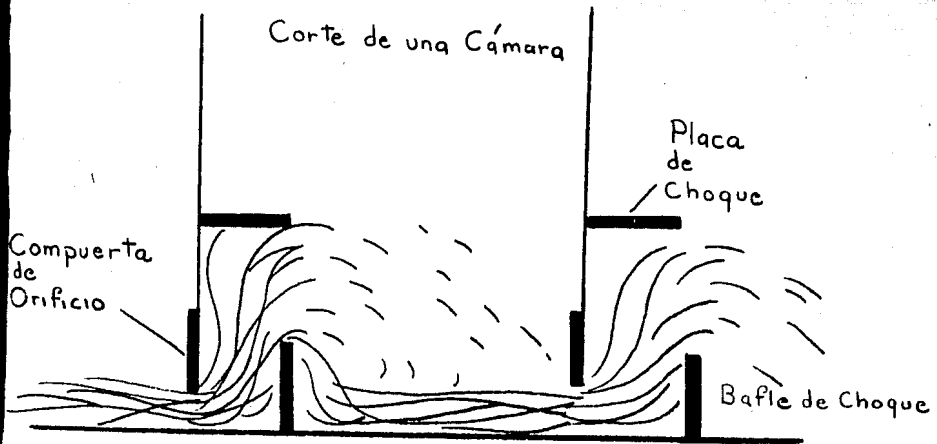
T = temperatura del agua de mar, °R

l = placa de choque, in.

Q = flujo de salmuera, lb/h ft

Los rangos para los que se puede usar la expresión son:

Temperatura de agua de mar --- 200 °F - 125 °F



CORTE DE UNA CAMARA

FIGURA 2.5

Caída de temperatura entre cámara -  $1.8^{\circ}\text{F}$  a  $8.0^{\circ}\text{F}$

Flux de salmuera - 200 000 - 500 000 lb/h ft

Nivel de salmuera - hasta un nivel de 12 pulgadas.

Placa de choque - 5 - 15 pulgadas de longitud.

Baffle de choque - 12 pulgadas de alto situado.

de 3 - 9 pulgadas del orificio de paso.

Concentración de salmuera - hasta el doble del agua normal de mar.

De acuerdo a la longitud mínima  $L$  obtenida por la expresión anterior, es recomendable agregar un 50% mas de longitud para asegurar la evaporación.

Con respecto al flux,  $Q$ , (esto) será la cantidad de salmuera en lb/h-entre lo ancho de la cámara.

Para escoger la dimensión que tendrá la cámara de ancho, es necesario que veamos que se cumpla con los siguientes aspectos:

En primer lugar,  $Q$  debe de caer dentro del rango recomendado. Debemos ver que el nivel de salmuera no sea mayor a 12 pulgadas y, que la velocidad de flujo esté cercana al rango de 1 - 2 ft/seg.

Mantenerse cercanos al rango de velocidad es importante debido a dos razones:

a) Una velocidad mayor causa turbulencia innecesaria que reduce el -

tiempo de residencia para la evaporación y además causa la formación de espuma que impide una adecuada evaporación.

- b) Una velocidad por debajo causa el estancamiento de salmuera en algunas partes de la cámara, dando problemas de corrosión y ensuciamiento.

Hay que hacer hincapié que muchas veces la longitud de la cámara resulta estar determinada por la longitud de los tubos del condensador o por el espacio requerido por los separadores.

Para poder calcular el arrastre de partículas dentro de la cámara, es necesario poder llegar a una altura adecuada donde se colocará el separador. De acuerdo con Redd la siguiente expresión será usada para llegar a conocer el arrastre de partículas por el vapor a una altura dada.

$$W_h = \left( \frac{u}{(D_b - D_s) D_s} \right)^2 \left( \frac{W_b}{0.13 h^2 + 2.7 h + 3.6} \right) \left( \frac{W}{A} \right) \quad (76)$$

Donde:

$W_b$  = Concentración de sólidos disueltos en salmuera, p.p.m.

$W_h$  = Concentración de sólidos en el vapor a una altura  $h$ , p.p.m.

$u$  = Viscosidad absoluta del vapor a  $T_v$ , lb/ft h

$D_b$  = Densidad del vapor a  $T_v$ , lb/ft<sup>3</sup>

$D_s$  = Densidad del sólido o líquido a  $T_v$ , lb/ft<sup>3</sup>

$W$  = Flujo másico del vapor, lb/h

- A - area perpendicular al flujo de vapor  $\text{ft}^2$   
 h - altura para la concentración  $Wh$ ,  $\text{ft}^2$

La expresión anterior puede reducirse de la siguiente manera  $Wh = k (W/A)^n$ .

Cuando se tiene un arrastre del orden de 1000 - 10000 p.p.m. h puede tomar un valor de 3 ó 4. Para un arrastre excesivamente bajo las partículas 1-100 p.p.m, entonces  $n = 7.0$ .

De acuerdo a la experiencia, se ha demostrado que a medida que el nivel de salmuera aumenta, se necesita una mayor altura para colocar el separador. Esto, en parte se debe a que la velocidad aumenta y se da una mayor creación de espuma.

Reducir la altura del separador se traduce en un ahorro en material de construcción.

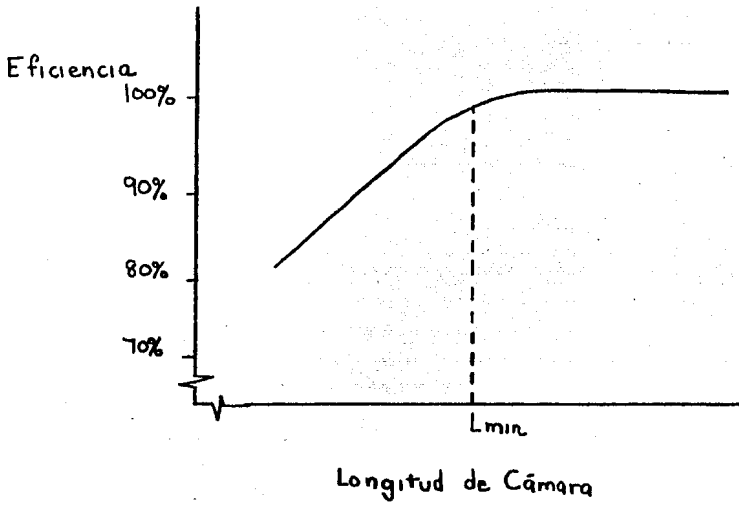
Una de las prácticas comunes es en el uso de un antiespumante. El fin de este es (de) eliminar la formación de espuma que impide una adecuada evaporación. La dosis necesaria oscila entre 1 - 0.5 p.p.m. según el tipo usado.

Lograr dearear adecuadamente la salmuera ayuda para evitar la formación de espuma.

De acuerdo a la experiencia obtenida en plantas, la altura práctica donde debe ir el separador es de 39 - 63 pulgadas a partir del piso de la cámara.

Como se puede apreciar de la gráfica superior, la distancia mínima es la obtenida por la expresión ya discutida. Aumentar su longitud solo nos asegura una adecuada evaporación. Sin embargo, se puede apreciar que seguir un aumento indefinido no mejora en nada la eficiencia con -- que evaporamos. En cambio, reducir la longitud mas allá de la mínima, -- si logra causar una seria baja en la eficiencia de la cámara.

De acuerdo a prácticas experimentales, se supone que la longitud obteni da por la correlación está ajustada para dar una eficiencia del 99%. -- Sin embargo, sabemos que esto no es enteramente cierto, especialmente -- para diseños que se alejan a los realizados para obtener la expresión. -- Por esta razón, se recomienda aumentar la longitud en un 50%.



Curva de eficiencia de la cámara de refrigeración

FIGURA 2.6

2.4

Secuencia de cálculo del Balance de Masa y Energía.

Variables que debemos de fijar

$T_c$  - Temperatura de entrada del agua de mar, °F

$T_{BN}$  - Temperatura a la que saldrá la salmuera y destilado, °F

$T_{BO}$  - Temperatura máxima a la que será calentada la corriente  $M_R$

$T_S$  - Temperatura del vapor saturado usado en el intercambiador

$M_D$  - Cantidad aproximada de destilado deseada, lb/h

$C_R$  - Razón de concentración de sólidos a la salida entre la concentración de la del agua de enfriamiento ó reposición.

lb sólidos salida/lb sólidos entrada

R - Relación de rendimiento

lb/h destilado entre lb/h de vapor consumido

Fijadas las variables anteriores se procede a realizar el balance de masa y energía.

A continuación se desglosa la secuencia de este cálculo.

1. De la relación de rendimiento definimos el número de cámaras en base a la siguiente relación.

$$* R = 2.426 + 0.185 n \quad (77)$$

n = número de cámaras

Despejando el número de cámaras

$$n = (R - 2.426) / 0.185$$

Hay que recordar que n debe ser un número entero.



2. Aplicando la siguiente relación obtenemos el número de cámaras de la sección de rechazo.

$$R = (n / y) / (6.5 - (8.5 / R)) \quad (78)$$

$$\text{despejando } y = \frac{N / (6.5 - (8.5/R))}{R}$$

3. Es ahora necesario establecer la caída de temperatura para la salmuera que se evapora en cada cámara.

$$\Delta T_x = (T_{BO} - T_{BN}) / n \quad (79)$$

Esta caída también se establece para la salmuera que fluye por el condensador en la sección de recuperación.

Por experiencia se recomienda que  $\Delta T_x$  no sea menor a 3°F.

4. De la siguiente ecuación se despeja la corriente  $M_R$  lb/h

$$M_D = (M_R (1 - (1 - \Delta T_x / )^n)) \quad (80)$$

donde = calor latente de evaporación; se tomará el valor de - -  
1000 BTU/lb.

$$M_R = M_D / (1 - (1 - \Delta T_x / )^n) \quad (81)$$

5. Tomando como  $R = \frac{M D}{W S} \quad (82)$

Despejando

$$W S = M D / R$$

6. Calculemos ahora la carga térmica total del calentador

$$QT = Ws \lambda S \quad \left| \text{BTU/h} \right| \quad (83)$$

7. Obteniendo la corriente de agua de reposición

$$MF = (CR/(CR-1)) * MD \quad (84)$$

8. En el programa se tomó como concentración de agua normal de mar - 0.034483 lb sólidos/lb solución.

Calculando los sólidos disueltos en la corriente MF.

$$MFS = MF * 0.034483 \quad \left| \text{lb sólidos disueltos/h} \right| \quad (85)$$

9. Calculemos ahora la concentración de sólidos en la corriente MJ.

$$CR = \frac{x \text{ MJS}}{x \text{ MFS}} \quad (86) \quad \text{donde}$$

$$x \text{ MFS} = 0.034483 \text{ lb sólidos/lb solución}$$

$$x \text{ MJS} = CR * x \text{ MFS}$$

10. Calculando la cantidad de destilado en cada cámara.

$$M_{Di} = M_{Bi} * (A T_x / \lambda) \quad \left| \text{lb/h} \right| \quad (87)$$

Donde  $M_{Di}$  será la cantidad de destila obtenido por cámara.

$M_{Bi}$  cantidad de salmuera que entra a la cámara

Por lo tanto la cantidad de salmuera que entra a la primera cámara será  $M_{B0} = MR$ .

$\lambda$  será el calor latente de evaporación a la correspondiente temperatura de saturación.

$$\lambda = 1090.38 - 0.499546 \times (T) - 3.19197 \times 10^{-4} \times (T)^2 \quad \left| \text{BTU/lb} \right| \quad (88)$$

11.0 La respectiva presión de vapor será calculada como:

$$P_o = 6.24931 - 0.158492 \times (T) + 9.5025 \times 10^{-4} (T)^2 \quad \left| \text{PSI} \right| \quad (89)$$

$$T = \left| ^\circ\text{F} \right|$$

12.0 La salmuera sobrante, que entra a la siguiente cámara será:

$$M_{Bi+1} = M_{Bi} - M_{Di} \quad (90)$$

13.0 Por lo tanto la cantidad de destilado calculado será  $\sum_i^n M_{Di}$  (91)

Como  $M_j$  es equivalente a la última corriente de salmuera que sale de la última cámara.

$$\text{Entonces } M_j = M_{Bn}$$

14.0 Calculamos ahora la concentración de sólidos disueltos en MR

$$xM_{RS} = M_{JS}/MR \quad \left| \text{lb sólidos disueltos/lb solución} \right| \quad (92)$$

15.0 Determinemos ahora la temperatura  $T_2$ .

$$QT = Ws \lambda_s = M_R CP (T_p) * (T_{B0} - T_2) \quad (93)$$

$$\text{donde } T_p = (T_{B0} + T_2)/2 \quad (94)$$

cp - calor específico del agua de mar como función de la temperatura promedio  $T_p$ .

16.0 Igualando la expresión a cero, se resuelve para  $T_2$ .

$$QT - (MR + c_p(T_p) * TBO - T_2) = 0.0 \quad (95)$$

17.0 De la siguiente igualdad.

$$M_j = M_{rr} + M_{cw} \quad (96)$$

Por lo tanto  $M_{cw} = M_j - M_{rr}$

18.0 Respetando la condición de  $\Delta T_x$  para el agua que fluye por los tubos en la sección de recuperación.

$$T_1 = T_2 - (\Delta T_x * (n - y)) \quad (97)$$

19.0 Calculando la carga térmica de  $M_{rr}$

$$QR = M_{rr} * CP * (T_{BN} - T_1) = M_F * cp * (T_1 - T) \quad (98)$$

20.0 Podemos ahora calcular T de manera similar a  $T_2$

$$QR - (MF * CP(T_p) * (T_1 - T)) = 0.0 \quad (99)$$

21.0 Calor liberado en la sección de rechazo

Será la cantidad de destilado obtenido en cada cámara de rechazo -- por su calor latente.

$$Q = \sum_y^n M D_j * \lambda_j \quad (100)$$

Por lo tanto

$$Q = M * c_p * (T - T_c) \quad (101)$$

22.0 Despejando M

$$M = Q / c_p * (T - T_c) \quad | \text{lb/h} |$$

De  $M = M_F + M_{bd}$  (102)

$$M_{bd} = M - M_F$$

## 2.5 Secuencia de Cálculo para Dimensionar la Cámara y Haz de Tubos.

Con información generada en el balance de masa y energía procedemos a dimensionar nuestra cámara.

1. Tomando la corriente MR se tomará su valor para dimensionar la cámara.

Obtengamos un flujo con las dimensiones siguientes lb/h ft don-  
de la unidad de longitud representa el ancho de la cámara.

Por lo tanto debemos proponer una dimensión para el ancho de la -  
cámara.

El cociente del gasto de MR entre lo ancho nos da un flujo que de  
be de tratar de caer dentro del siguiente rango 200 000- 500 000-  
lb/h ft.

Una vez dentro del rango calculamos la longitud mínimo de la cáma  
ra.

$$G = \frac{MR}{\text{ancho}} \left| \text{lb/h ft} \right| \quad (103)$$

$$L = \left( \frac{G - 85\ 000}{10\ 000} \right) * \left( \frac{610}{T} \right)^{3.12} \left( \frac{A\ T_x}{3} \right) + (3.6 + 0.63\ 1) \quad (104)$$

Tenemos ahora ya unas dimensiones tentativas de la cámara que son  
el ancho y el largo.

2. El siguiente paso es determinar la media logarítmica de la temperatura (MTD)

$$MTD = \frac{T_c - T_b}{\ln \left( \frac{T_v - T_b}{T_v - T_c} \right)} \quad (105)$$

Donde  $T_c$  - temperatura de salida de salmuera del condensador  
 $T_b$  - temperatura de entrada de salmuera del condensador  
 $T_v$  - temperatura de condensación del vapor

Pero antes determinemos algunos parámetros.

Calculemos para la sección de recuperación.

Con la concentración y temperatura de la salmuera en la cámara. Calcular el aumento en el punto de ebullición para la primera y última-cámara de esta sección. Obtenidos los aumentos de ebullición se procederá a calcular uno promedio.

Entonces la temperatura  $T_v$  será igual a lo siguiente:

$$T_v = \text{temp. salmuera en cámara} - \text{aumento en ebullición promedio.}$$

Por razones de diseño se tomarán las condiciones de la primera cámara en recuperación ( $T_c$ ,  $T_b$  y  $T_{\text{salmuera}}$ ). Esto significa que  $T_v$  será la temperatura del vapor en la primera cámara.

Obtenido  $T_v$  se podrá calcular M T D.

3. El siguiente paso ahora consiste en calcular un área de transferencia cia.

$$\text{De } Q = U A \text{ MTD} \quad (106)$$

Primero calculemos la carga térmica que se da en la primera cámara (como la caída de  $\Delta T_x$  y la caída de temperatura en los tubos es igual, la carga térmica es aproximadamente igual para todas en recuperación).

$$Q = MR * CP * (T_c - T_b) \quad (107)$$

Proponer un coeficiente global U.

Por lo tanto obtenemos el área de transferencia por cámara

$$A * = Q / U * \text{MTD} \quad \text{ft}^2 \quad (108)$$

Con el área obtenida se calcula el número de tubos.

Antes seleccionar un tipo de tubo.

Obtener un Diámetro externo - DE

Diámetro interno - DI

Area de tubo por pie de longitud - A1

Pitch - PT

Distancia entre tubos - X

4. Calcular la longitud total requerida (LT)

$$LT = A / A1 \quad (109)$$

5. Obtener el número de tubos

$$NT = LT / L \quad (110)$$



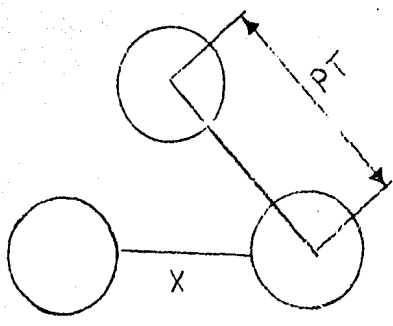
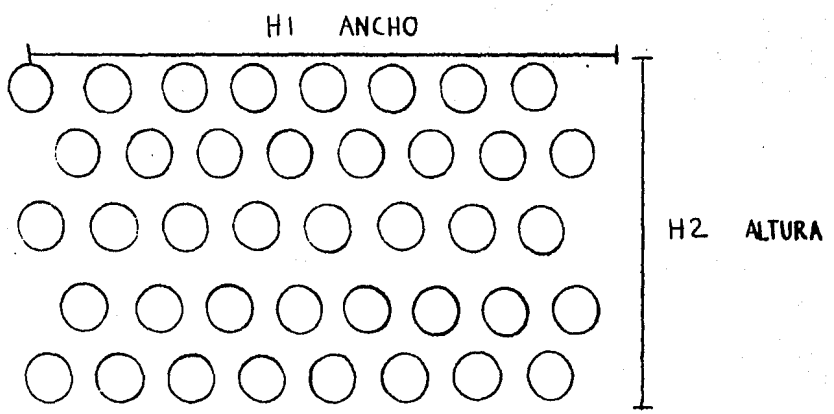


FIGURA 2.7 AREGLO TRIANGULAR



ARREGLO TRIANGULAR EN UN BANCO DE TUBOS

FIGURA 2.8

Hay que recordar que L puede ser una longitud igual ó mayor a la obtenida para la longitud de la cámara. (jamás debe ser menor).

Calcular el área de flujo.

$$6. AF = \pi (D1/2)^2 * NT \quad (111)$$

Obtengo

$$7. F = MR / DENSIDAD \left| \text{ft}^3/\text{h} \right| \quad (112)$$

8. Velocidad por tubos

$$V = F/AF \left| \text{ft}/\text{seg} \right| \quad (113)$$

Debe de caer la velocidad dentro de un rango de 3 - 9 ft/seg.

9. En este tipo de cámaras el haz de tubos será rectangular con un arreglo triangular. Fig. ( 2.7 ).

Generalmente para tubos que van de 3/4 a 1 pulgada de diámetro se pueden usar los siguientes valores para el pitch: 15/16, 1 y 1 1/4 de pulgada.

Sin embargo por cuestiones de diseño existen situaciones en que fijamos una distancia X entre tubos y luego calculamos el pitch.

El haz de tubos presentará el siguiente aspecto. Fig.( 2.8 ).

Este haz presente 8 tubos por hilera horizontal y 5 hileras, o sea

un total de 40 tubos.

Las dimensiones del haz de tubos serán por lo tanto H1 y H2. Estas dimensiones pueden incluir además una distancia de tolerancia con respecto a las paredes de la cámara.

Una situación que puede ocurrir es que la velocidad del fluido no caiga dentro del rango recomendado. Cuando esta situación ocurre se recomienda cambiar la longitud de los tubos ó cambiar de diámetro de tubo.

10. Ahora es necesario evaluar los coeficientes individuales para poder evaluar un coeficiente global.

Tomando una temperatura promedio del fluido que va por tubos (primera y última cámara de recuperación). Con esta temperatura evaluamos las propiedades necesarias. Evaluar Número de Reynolds y Prandtl.

$$N Re = (D1 * V * DENSIDAD) / VIS \quad (114)$$

$$Pr = (cp * VIS)/K$$

VIS = VISCOSIDAD

K = CONDUCTIVIDAD TERMICA

El coeficiente para el fluido que fluye por tubos será h.

$$11. \frac{h D_1}{k} = 0.027 (N Re)^{0.08} (Pr)^{0.333} \quad (115)$$

Para el lado de condensado  $h_m$  será:

$$12. h_m = 0.725 \left( \frac{KF * DENSIDAD * H * g_c}{VISF * DE(T_{sat} - T_p) n} \right) * C * F \quad (116)$$

donde  $n$  = número de hileras verticales

$C$  y  $F$  son constantes (ver capítulo 2.2).

13.  $h_t$  representa el coeficiente de transferencia de la pared del tubo.

$$h = K/\Delta X \quad (117)$$

14.  $h_f$  - será el factor de ensuciamiento.

Obtenidos cada uno de los siguientes coeficientes se calculará el - coeficiente global para la primera cámara.

$$15. \frac{1}{U_{D_1}} = \frac{1}{h} + \frac{1}{h_m} + \frac{1}{h} + \frac{1}{h_f} \quad (118)$$

El siguiente paso ahora consiste en repetir el cálculo del coeficiente global pero para las condiciones de la última cámara.

Así obtendremos  $U_{D_1}$  y  $U_{D_2}$  para calcular un

$$16. U_p = \frac{U_{D_1} + U_{D_2}}{2} \quad (119)$$

Obtenido  $U_p$  procedemos a calcular de nuevo el área de transferencia por cámara.

$$17. A = Q / Up * MT_D \quad (120)$$

Si  $A - A^* < E$ , entonces proceder a calcular la caída de presión - por tubos de la cámara. En caso de que no se cumpla lo anterior regresar al paso e iterar de nuevo hasta lograr cumplir las condiciones anteriores.

### 18. Cálculo de caída de presión por tubos.

Se obtendrá primero el factor de fricción mediante la siguiente correlación.

$$f = 0.00140 + (0.125 / ((DI * G') / VIS))^{0.32} \quad (121)$$

donde

$$A5 = 0.78538 * (DI)^2 \quad (122)$$

$$A6 = A5 * NT \quad (123)$$

$$G' = MR / A6 \quad (124)$$

$$AP = (G' * f * L) / (5.22 * 10^{10} * DENSIDAD * DI) \quad (125)$$

$$AP = \left| 1b/in^2 \right|$$

### Cálculo Sección de Rechazo.

1. Tomando la corriente que sale de la última cámara de la sección de recuperación, esta será el equivalente a "MR" para la primera cámara en la sección de rechazo.

Es necesario repetir los pasos uno y dos de manera idéntica pero - con las condiciones en la sección de rechazo.

$$2. \quad T_1 = \text{EXPO} \left( (T_b - T_c) / \text{MTD} \right) \quad (126)$$

$$T_2 = \text{LOG} \left( (T_v - T_b) / (T_v - T_c) \right) \quad (127)$$

$$T_3 = \left( (T_c - T_{BN}) / \text{número cámaras rechazo} \right) - T_1 \quad (128)$$

$$T = (T_b - T_c) / (T_1 - 1) \quad (129)$$

donde  $T_1 = \theta$        $T_3 = T T D$

El área necesaria será:

$$A = (M/U^*) * \left( (T_b - T_c) / ((T_b - T_c) + T_3) \right) * \text{LOG} \frac{(T + (T_b - T_c) + T_3)}{T} \quad (130)$$

3. Repetir del paso 4 hasta el 18 de manera idéntica que se hizo para la sección de recuperación.

2.6 Optimización.2.6.1 Conceptos de Energía.

Dentro del análisis de optimización es necesario tomar en cuenta las siguientes consideraciones.

en el cálculo de energía requerida para obtener agua producto se considera un proceso isotérmico reversible. Sin embargo la realidad es que el proceso tiene dos factores de irreversibilidad. Siendo el primero que el proceso no es totalmente isotérmico. Segundo; el agua producto está solo en equilibrio con la concentración final de cada cámara ó sea al final de cada etapa.

Tomando en cuenta estos factores se llega al concepto de energía mínima posible.

El siguiente caso ilustra este concepto. Considérese una planta que tiene un número infinito de cámaras y por lo tanto tiene una área infinita de transferencia de calor. En tal caso la elevación de temperatura en el intercambiador de vapor será  $T_{BH}$ , esta será igual a la elevación en el punto de ebullición de la salmuera que entra a la primera cámara. (BPE).

Por lo tanto la energía requerida por libra de agua producto para este caso el límite será E (energía mínima posible).

$$E = \frac{r}{1000} (Cp)_{BI} (BPE). \quad r\text{-razón de recirculación} \quad (131)$$

$(Cp)_{BH}$  - calor específico en el intercambiador de vapor.

$(BPE)_o$  - Elevación del punto de ebullición de salmuera.

La variable  $r$  que es la razón de recirculación es función del rango de temperaturas de evaporación ( $F_{TR}$ ) y de la razón de concentración ( $CR$ ). También  $(Cp)_{BH}$  y  $(BPE)_o$  resultan ser funciones de la temperatura máxima de la salmuera  $T_{max}$  y concentración de la salmuera a la salida ( $C_{BH}$ ) del intercambiador de vapor.

Sigue entonces que  $E$  es una función de  $FTR$ ,  $CR$ ,  $T_{m\acute{a}x}$  y  $C_{BH}$ . A su vez  $CR$  es función de  $FTR$  y  $C_{BH}$ , siendo  $FTR = (T_{m\acute{a}x} - T_{BD})$ ,  $T_{BD}$  temperatura de deshecho. Por lo tanto podemos concluir que  $E$  es función de  $T_{m\acute{a}x}$ ,  $T_{BD}$  y  $CR$ . Las primeras dos variables de que depende  $E$  muestran que el proceso no es isotérmico. La última variable  $CR$  muestra que el proceso no está totalmente en equilibrio.

Vale la pena mencionar que la energía mínima posible es diferente al requerimiento de energía mínima termodinámica necesaria.

Para una planta de tamaño infinito, la energía mínima necesaria para producir una libra de agua será.

$$\frac{Q}{F} - E = UPE \quad (132)$$



UPE - energía productiva unitaria.

Relaciones entre variables de optimización serán. Con referencia a la figura , daremos las siguientes relaciones.

$$MFD = \frac{t_o - t_1}{\ln \frac{t_v - t_1}{t_v - t_o}} \quad (133)$$

$$\frac{A}{F} = \frac{\lambda}{U MFD} \quad (134)$$

$$\frac{Q}{F} = \frac{r}{1000} (C_p)_{BH} T_{BH} \quad (135)$$

Tomando como  $\theta$  a la función de gradiente térmico.

$$\theta = 1 + \Delta tc / TTD \quad (136) \quad \Delta tc = t_o - t_1 \quad (137)$$

TTD = diferencia terminal de temperatura en cámara.

Se llega a las siguientes expresiones.

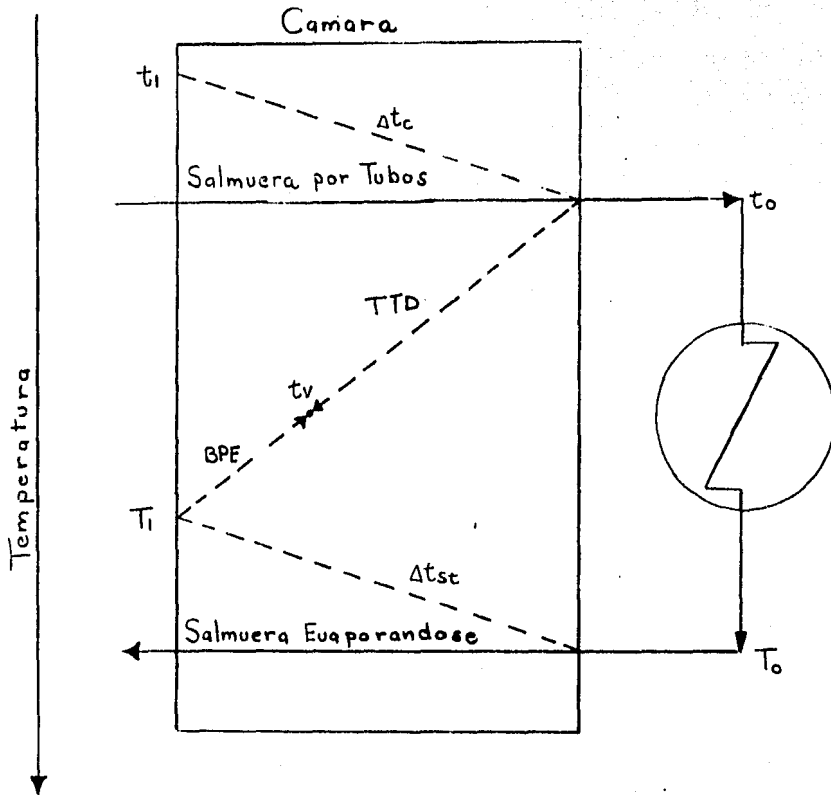
$$MFD = \Delta tc / \ln \theta \quad (138)$$

$$A/F = a_o N \ln \theta \quad (139) \quad \text{donde; } a_o = \lambda / N U \Delta tc \quad (140)$$

$$Q/F = 1/a_1 \left( a_2 + a_3/N + 1/N(\theta-1) \right) \quad (141)$$

$$a_1 = (1000/\lambda) (C_{pm} / C_{pBH}) (\Delta t_{sr} / \Delta tc) \quad (142)$$

$$\Delta t_{sr} = T_o - T_1 \quad (143)$$



PERFIL DE TEMPERATURAS PRIMERA CAMARA

FIGURA 2.9

$$a_2 = \text{BPE} / N \Delta t_c \quad (144) \quad \text{BPE} = \text{cambio en temperatura de ebullición con respecto al cambio en temperatura del evaporador.}$$

$$a_3 = (\Delta t_{sr} / \Delta t_c) (1 + \text{BPE}) \quad (145)$$

$$\text{TTD} = \Delta t_c / (\theta - 1) \quad (146)$$

$$E = a_2 / a_1 \quad (147)$$

$$\text{UPE} = (1 / a_1 N) (a_3 + 1 / \theta - 1) \quad (148)$$

$$R = (E + (1 / a_1 N) (a_3 + 1 / \theta - 1))^{-1} \quad (149)$$

### 2.6.2 Costos de Producción

#### a) Costo de Energía Térmica

$$E_p Q = \$/h \quad (150) \quad Q = \text{Energía térmica BTU/h}$$

$$E_p = \text{Costo de vapor en el calentador} \\ \$/1000 \text{ BTU}$$

#### b) Costos de Superficies de Areas

Entre los costos proporcionales al costo de energía está el de área de calentamiento. Estos costos deben de incluir el costo de mantenimiento.

$$\text{Donde; } A = \text{Area de calentamiento } \text{ft}^2$$

Ca A =

Ca - Costo de superficie y mantenimiento  $\frac{\Phi}{ft^2}$ 

(155)

Sin embargo existen otros costos de materiales de construcción tales como paredes, cimientos y equipo auxiliar de las cámaras. Para una planta de N etapas ó cámaras el costo de tales items puede ser incorporados en un término como el siguiente:

$$\frac{\Phi}{h} = F \left[ V_p^\circ + J_p^\circ (N/F)^{1/2} \right] \quad (156)$$

F - producción de agua producto lb/h  
 Vp° - parámetro de volumen  $\Phi$ /lb  
 Jp° - parámetro de número de etapas -  $\Phi / (lb \ h)^{1/2}$   
 N - número de cámaras ó etapas

c) Costos de agua de mar

Estos items que son proporcionales al agua de mar de reposición - incluyen costos como los de bombeo, deareación y sustancias químicas para el tratamiento.

$$C_s F_m = \Phi / h \quad (157)$$

C<sub>s</sub> - costos de agua de reposición  $\Phi$ /lb  
 F<sub>m</sub> - agua de reposición lb/h

d) Costos Diversos ó Sobrantes.

Son costos extraordinarios que se pueden dar

$$C_r F = \Phi / h \quad (158)$$

C<sub>r</sub> - costos diversos  $\Phi$ /lb

Costo Unitario

De lo anterior el costo total de producción de toda la planta será C en ¢/h ó para más comodidad debe ser ¢/día.

$$C = E_p^\circ Q + C_a A + F (V_p^\circ + J_p^\circ (N/F)^{1/2}) + C_s F_m + C_r F \quad (159)$$

El costo en ¢/lb de producto será:

$$C^* = E_p^\circ \left(\frac{Q}{F}\right) + C_a \left(\frac{A}{F}\right) + V_p^\circ + J_p^\circ (N/F)^{1/2} + C_s \left(\frac{F_m}{F}\right) + C_r \quad (160)$$

Modificación de Ecuación de Costo

Dado que  $R = F/Q$  y  $CR = F_m / (F_m - F)$

estas podrán aparecer de la siguiente manera:

$$C^* = E_p^\circ (1/R) + C_a (A/F) + U_p^\circ + J_p^\circ (N/F)^{1/2} + C_s (CR / (CR - 1)) + C_r \quad (161)$$

retomando de las relaciones anteriores se obtiene:

$$(162) \quad C^* = E_p^\circ E + E_p^\circ \frac{1}{a_1 N} \left( a_3 + \frac{1}{\theta - 1} \right) + S_p^\circ N \ln \theta + U_p^\circ + J_p^\circ (N/F)^{1/2} + C_s \left( \frac{CR}{CR - 1} \right) + C_r$$

donde  $S_p^\circ = a_0 C_a$

2.6.3 Minimización de Costos.

El parámetro volumétrico  $U_p^\circ$  está relacionado al volumen de la cámara de evaporación requerido por unidad de producto, lo que lo hace ser --

una constante. La variable  $C_R$  resulta ser también constante debido a que no está relacionada con ningunas de las variables involucradas.

Los términos  $E_p (1 / a_1 N) (a_3 + 1 / \theta - 1)$ ,  $Sp N \ln \theta$  y  $J_p (N/F)^{1/2}$  están en función de las variables de diseño  $\theta$  y  $N$  ( número de cámaras ).

Otros términos como  $E_p$ ,  $E$  y  $Cs(C_R/C_R - 1)$  están en función de  $C_R$  y la misma  $E$  está en función de  $C_R$ .

Por lo tanto los términos de la ecuación pueden ser divididos en tres grupos diferentes.

a) Grupo de términos constantes  $\Psi_1 = Vp^0 + Cr$

b) Grupo de términos que están en función de  $C_R$   $\Psi_2 = E_p E + Cs \left( \frac{C_R}{C_R - 1} \right)$

c) Grupo de términos en función de  $\theta$  y  $N$

$$\Psi_3 = Sp \frac{1}{XE - N} (a_3 + 1 / \theta - 1) + N \ln \theta + XJ (N)^{1/2}$$

Donde  $XJ = J_p / Sp (F)^{1/2}$   $XE = E_p / a_1 Sp$

Por lo tanto la minimización del costo unitario de agua producto será:

$$\left( \frac{dC}{dC_R} \right)_{N=N_{opt}} + \left( \frac{dC}{d\theta} \right)_{N=N_{opt}} = \left( \frac{d\Psi_2}{dC_R} \right)_{N=N_{opt}} + \left( \frac{d\Psi_3}{d\theta} \right)_{N=N_{opt}} = 0 \tag{163}$$

Dado que  $\Psi_2$  y  $\Psi_3$  son independientes, sera suficiente tener.

$$\frac{d\Psi_2}{dC_R} = 0 \quad \frac{d\Psi_3}{d\theta} \Big|_{N=N_{opt}} = 0 \tag{164}$$

De las relaciones expuestas ahora tenemos dos nuevos grupos XE y XJ que son adimensionales.

Una forma mas plausible de expresar XE es :

$$XE = \frac{Ep}{a_1 Sp} = \frac{Ep / 1000}{Ca / U} * \frac{C_{p-BH}}{C_{p-m}} * \left( \frac{\Delta t_c}{\Delta t_{st}} \right)^2 \text{ FTR}$$

Pudiendo simplificarse a : (165)

$$XE = \frac{Ep / 1000}{Ca / U} * \text{FTR} \quad (166)$$

$Ep/1000$  = costo de producir un BTU de energía térmica.

$Ca / U$  = costo de transmitir un BTU a través de la área de transferencia, cuando  $MFD$  es de  $1^\circ F$ .

#### 2.6.4 Optimización para Parámetros Económicos Constantes.

La optimización de la ecuación 162 será considerada para el caso donde los parámetros económicos son constantes dejando como variables libres a  $\theta$ ,  $N$  y  $C_R$ .

Razón de concentración óptima :

El  $C_R$  óptimo es obtenido al diferenciar  $\Psi_2$  con respecto a  $C_R$  y luego igualando a cero.

$$\frac{\partial \Psi_2}{\partial C_R} = 0 \quad (167)$$

O sea:

$$C_{Ropt} = 1 + \left( (Cs/Ep) (dC_R/dE)_{opt} \right) \quad (168)$$

La evaluación de  $C_{Ropt}$  puede ser obtenida a través de un procedimiento gráfico o por análisis numérico.

Optimo gradiente térmico:

Diferenciando  $\Psi_3$  con respecto a  $\theta$  y manteniendo constante a N, igualamos la derivada a cero obteniendo lo siguiente:

$$\theta_{opt} = 1 + 2 / \left( (1 + 4N^2/XE)^{1/2} - 1 \right) \quad (169)$$

Area Optima:

Sustituyendo en la ecuación 139 la expresión de  $\theta_{opt}$ .

$$A/F = a_0 N \ln \theta$$

$$A/F = a_0 N \ln \left( 1 + \frac{2}{(1 + 4N^2/XE)^{1/2} - 1} \right) \quad (170)$$

Razón de Rendimiento Optimo

Sustituyendo en la ecuación

$$R = \left( E + \frac{1}{a_1 N} (a_3 + 1/(\theta - 1)) \right)^{-1}$$

$$R_{opt} = \frac{a_1}{a_2 + (a_3 - 0.5)/N + (1/XE + 1/4N^2)^{1/2}} \quad (171)$$



Haciendo notar que la energía óptima requerida para producir una libra de agua es:

$$(Q/F)_{\text{opt}} = 1 / R_{\text{opt}} \quad (172)$$

La energía mínima necesaria óptima para N cámaras es determinada por la siguiente ecuación:

$$(UPE)_{\text{opt}} = 1/a \left( \frac{3 - 0.5}{N} + \left( \frac{1}{XE} + \frac{1}{4N^2} \right)^{1/2} \right) \quad (173)$$

Óptimo aumento de temperatura en el intercambiador de vapor para la salmuera.

Para un cierto número de cámaras:

$$\Delta T_{\text{BH}})_{\text{opt}} = \frac{\Delta t_{\text{st}}}{2} + \left( \left( \frac{\Delta t_{\text{st}}}{2} \right)^2 + \frac{Ca / U}{Ep / 1000} * FTR \right) + BPE \quad (174)$$

Dado la siguiente:  $N_y = \Delta T_{\text{BH}} / \Delta t_{\text{st}}$  (175)

$$(N_y)_{\text{opt}} = \left( 0.5 + BPE / \Delta t_{\text{st}} \right) + \left( 0.25 + \frac{Ca / U}{Ep / 1000} * \frac{N}{\Delta t_{\text{st}}} \right)^{1/2}$$

$N_y$  = número de cámaras de rechazo (176)

### 2.6.5 Óptimo número de cámaras.

Para poder determinar el número óptimo de cámaras es necesario haber-

determinado un gradiente térmico óptimo.

Sin embargo resulta imposible calcular un gradiente térmico óptimo si se desconoce el número de etapas óptimo. Por lo tanto el cálculo de  $\theta$  sólo será para un número  $N$  fijado más no el  $N$  óptimo.

Dada la necesidad de tener un  $\theta_{opt}$  y  $N_{opt}$  se procedió con la función  $\Psi_3$  de la siguiente manera.

Tomando las expresiones ya presentadas para  $\theta_{opt}$  y  $UPE_{opt}$  se sustituyen en  $\Psi_3$  que tomará ahora la siguiente forma.

$$\Psi_3 = Sp \left( XJ N^{1/2} + N \ln \left( 1 + \frac{2}{(1 + 4N^2/XE)^{1/2} - 1} \right) \right) + XE \left( \frac{a_3^{-0.5}}{N} + \left( \frac{1}{XE} - \frac{1}{4N^2} \right) \right)^{1/2} \quad (177)$$

Dentro del rango de CR (1.7 - 2.0)  $a_3$  puede considerarse una constante con el valor de 0.993. Por lo tanto la expresión se convierte en una función de  $N$ ,  $XJ$  y  $XE$ .

$$\Psi_3 = Sp \left( XJ N^{1/2} + N \ln \left( 1 + \frac{2}{1 + 4N^2/XE^{1/2} - 1} \right) \right) + 0.493 \frac{XE}{N} + \left( XE + \frac{XE^2}{2N} \right)^{1/2} \quad (178)$$

Diferenciar la expresión  $\Psi_3$  no es permisible dado que  $N$  por definición es un número entero y por lo tanto discontinuo.

Para cada valor del par  $XJ$  y  $XE$  el valor mínimo de costo puede ser calculado, por lo tanto un valor de  $N_{opt}$  sería obtenido.

Es obvio que al tener pares de valor de  $X_y$  y  $X_E$  se obtendrá no solo  $N_{opt}$  sino también  $\theta_{opt}$ .

La figura 2.10 fue obtenida a través de un programa.

#### 2.6.6 Optimización con parámetros económicos variables.

Para poder usar la metodología anterior en los casos de parámetros -- económicos variables, es necesario contar con cierta información básica. Como la variación de costo unitario de energía contra consumo de ésta por el proceso. Así también como la variación de costo de área contra el requerimiento de área necesaria.

##### Razón de Concentración Optima.

Primero debemos construir una gráfica similar a la figura 2.11. Este tipo de gráfica relaciona el uso de energía por el proceso contra el costo por cada BTU. Las siguientes gráficas a usarse serán las de figuras 2.12 y 2.13. Donde se relacionan la función de superficie -- "SF" contra el parámetro de superficie  $Sp$ :

$$SF = \frac{1}{a_0} \left( \frac{A}{F} \right) = N \ln \theta \quad (179)$$

$$Sp = 4/lb$$

Figura 2.14 relaciona la función de energía productiva "PEF" contra -- "Ep" que es un parámetro de energía.

$$PEF = a_1 (UPE) = \frac{1}{N} \left( 0.993 + \frac{1}{\theta-1} \right) \quad (180)$$

$E_p^\circ$  ¢/1000 BTU

La importancia de estos últimos dos parámetros radica en que toman en cuenta la variación de costos en relación al número de cámaras. Ya - que no cuesta lo mismo optimizar una planta de 10 cámaras que una de - 42 cámaras.

El mecanismo de como usar esta metodología se explicará paso a paso - con el ejemplo práctico.

Por último mencionaremos la fig.2.15 que relaciona a las funciones - PEF y SF a través de XE y XJ.

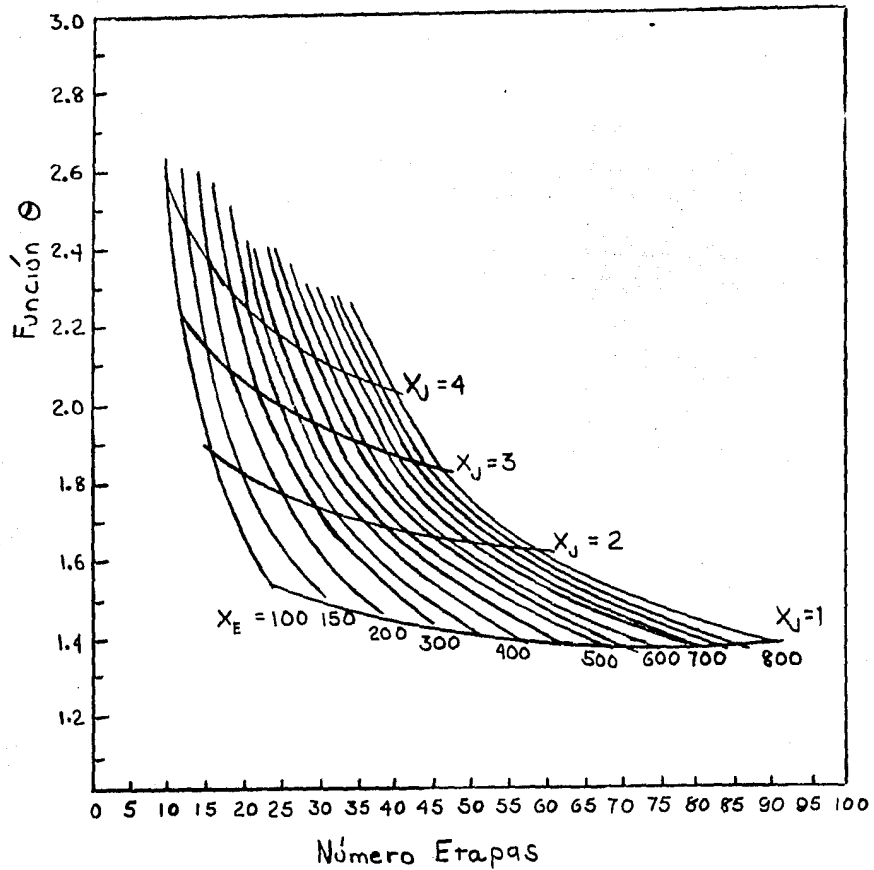


FIGURA 2.10 NÚMERO DE ETAPAS VS FUNCIÓN  $\Theta$

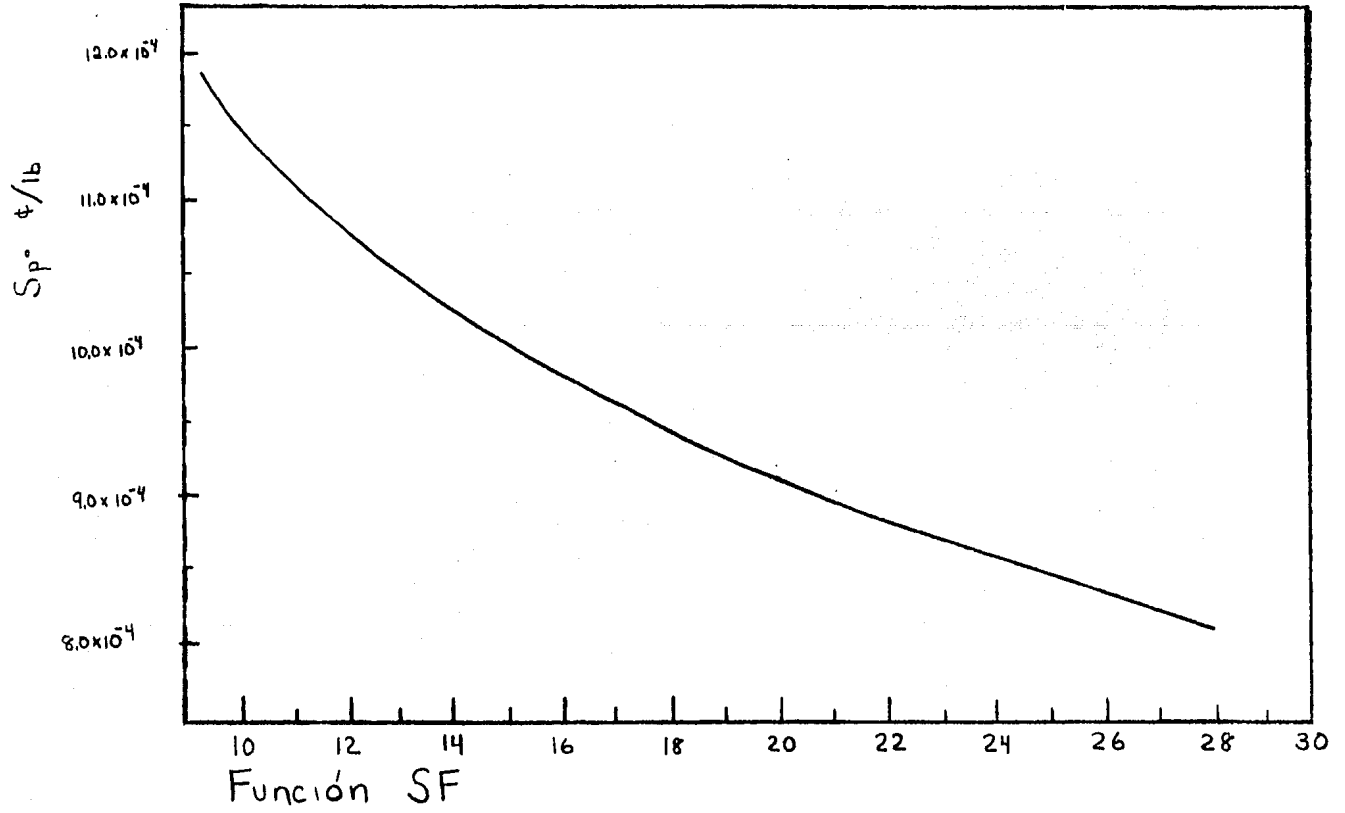
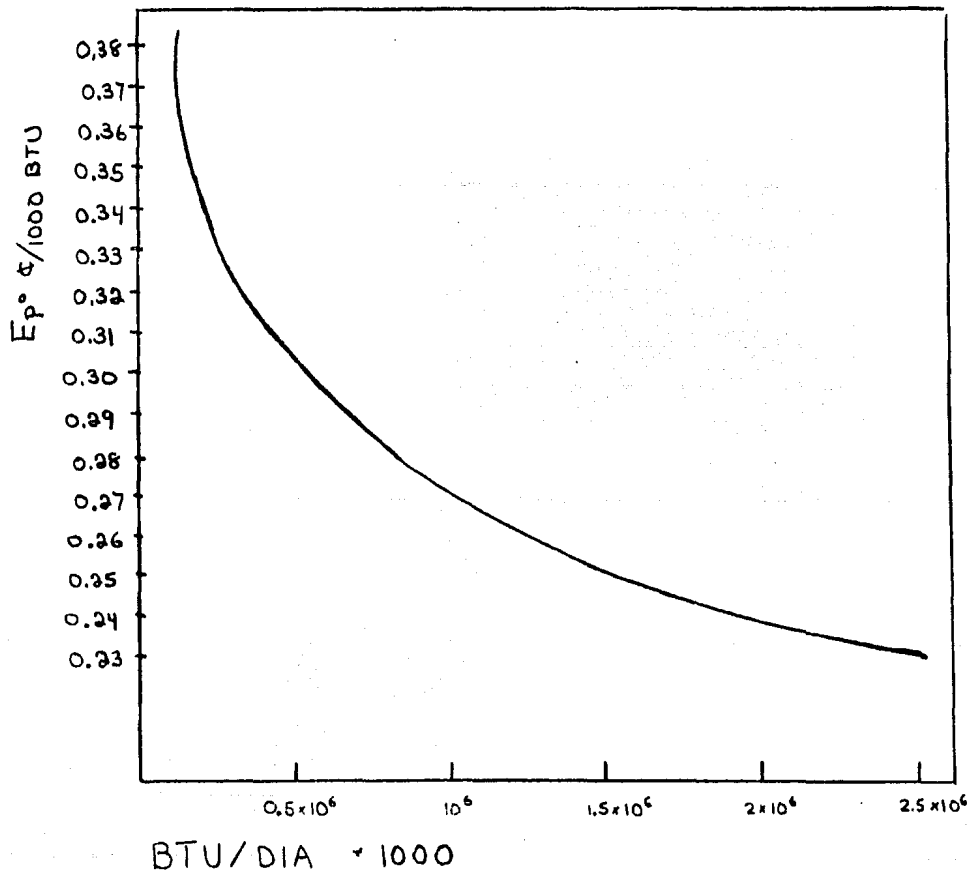
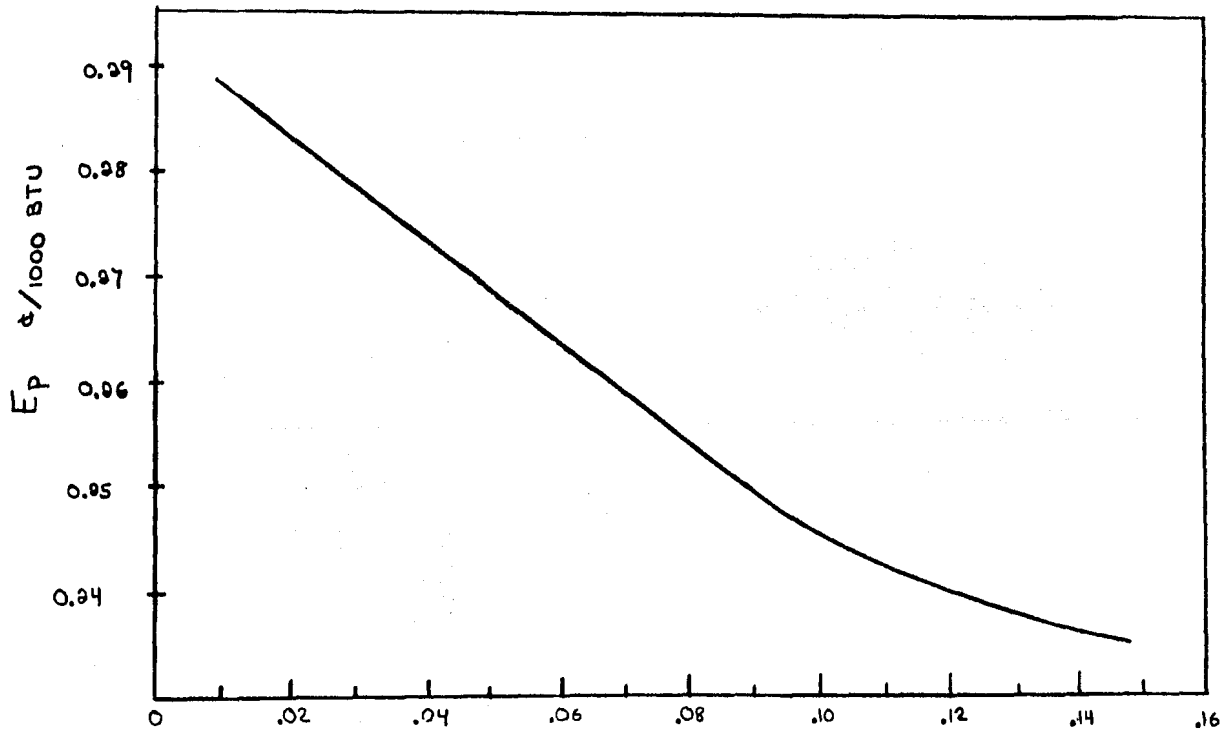


FIGURA 2.12 SF vs  $S_p^*$



BTU/DIA \* 1000

FIGURA 2.11



Función PEF

FIGURA 2.14 PEF VS  $E_p$



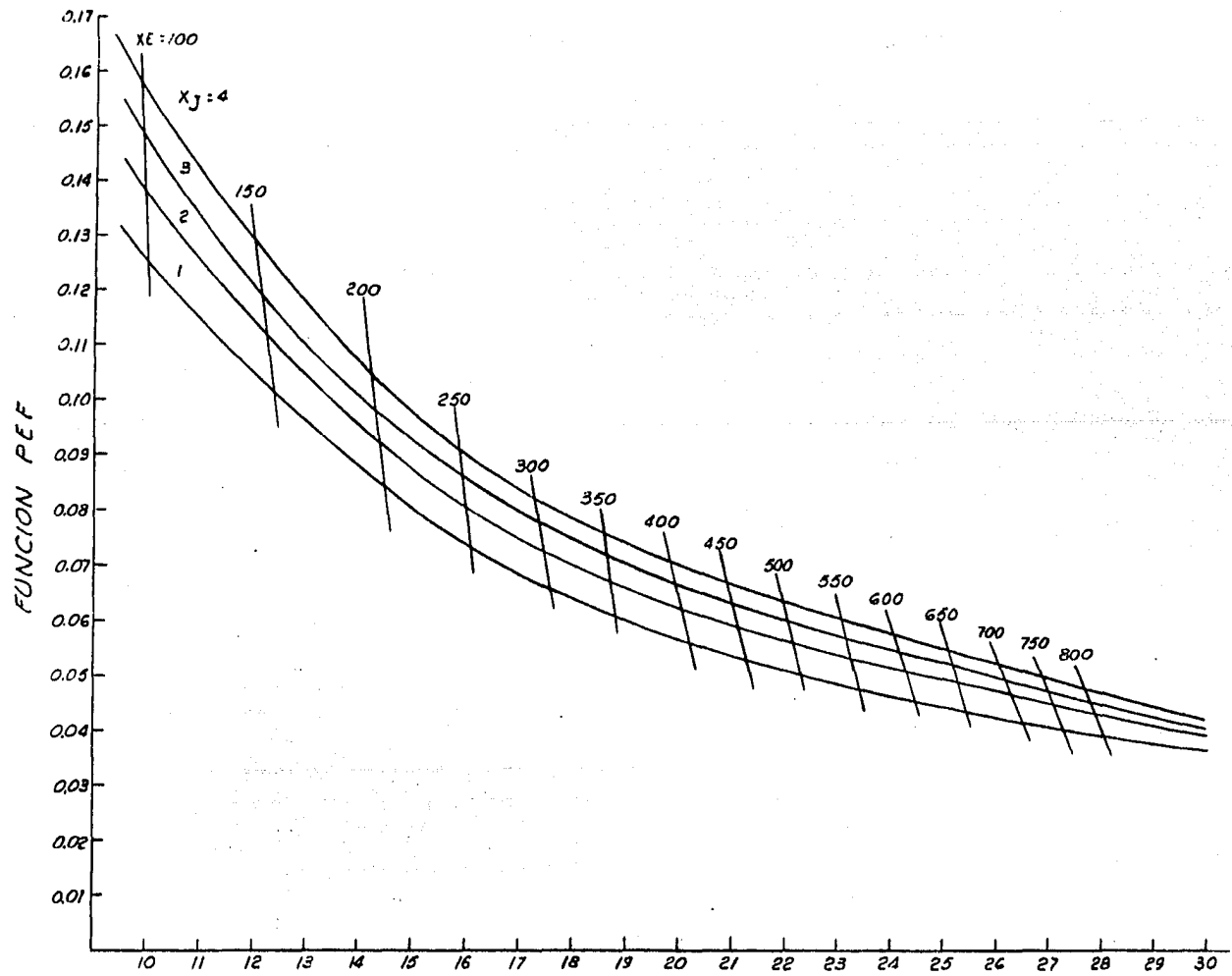


FIGURA 2.13

FUNCION SF

120

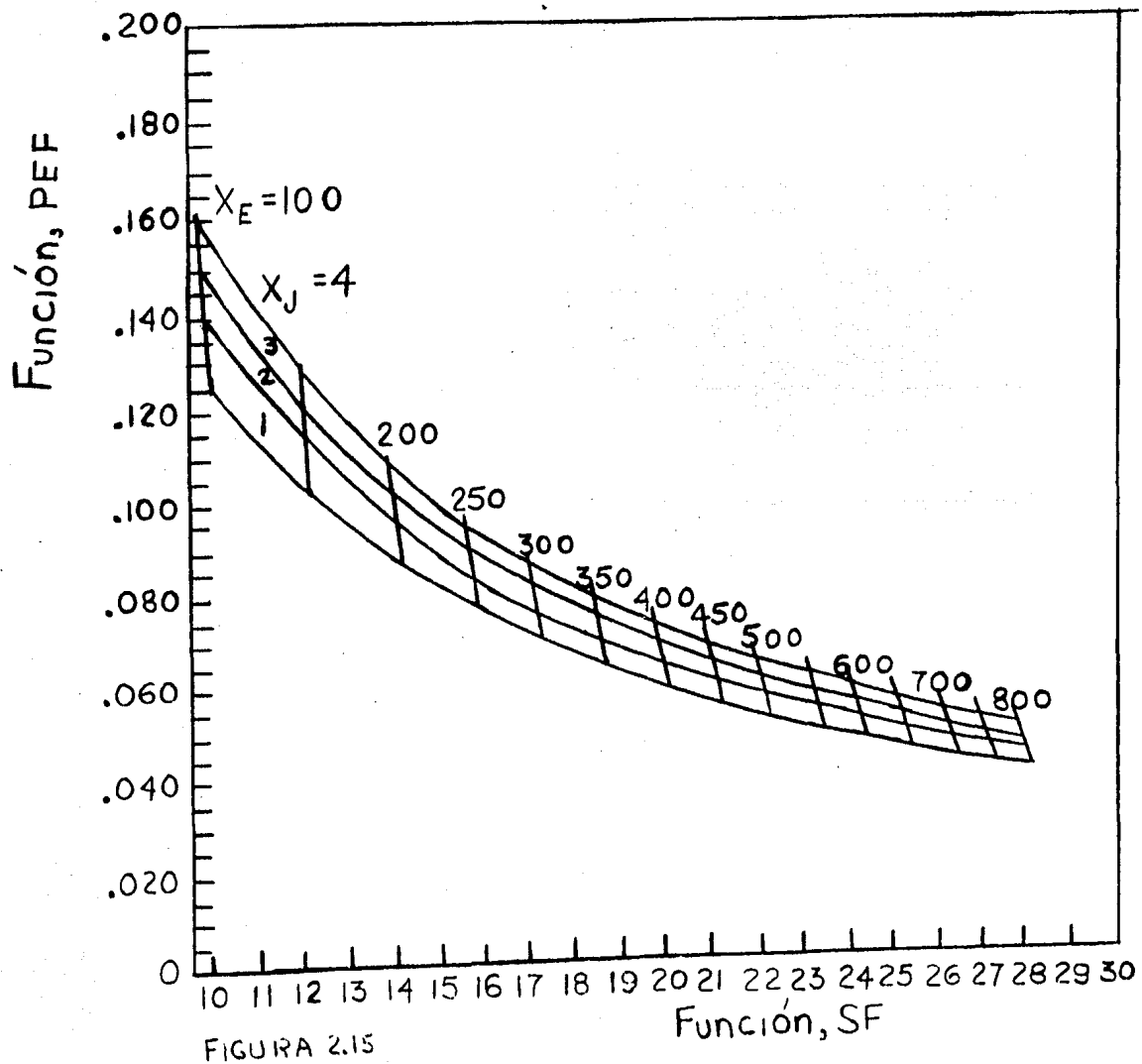


FIGURA 2.15

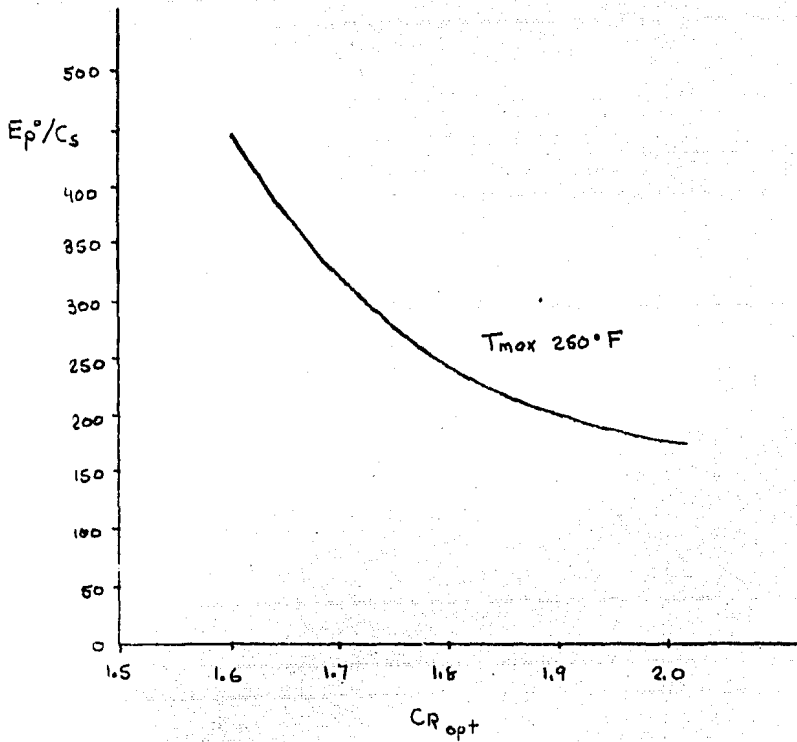


Fig. 2.15 B Concentracion Optima

## 2.7 Simulación.

Uno de los objetivos de la presentación del siguiente método es proporcionar una secuencia de cálculo corta y sencilla para poder lograr una simulación de la planta.

La flexibilidad que ofrece este modelo, consiste en simular la planta-bajo tres diferentes modalidades.

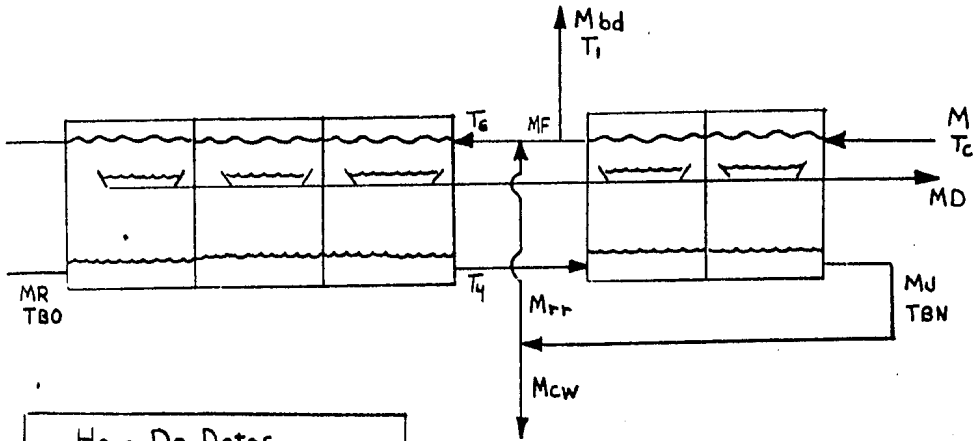
- a) Simulación de una planta
- b) Simulación para una producción constante de destilado y con cambios de temperatura en el agua de alimentación.
- c) Simulación con una cantidad constante de vapor ó medio de calentamiento y cambios en la temperatura de alimentación.

De acuerdo a la fig. 2.16 , empezaremos el desglose del modelo simplificado.

Entre algunas suposiciones que se toman en cuenta son:

- a) El modelo funciona solo para condiciones de régimen permanente de transferencia de masa y calor.
- b) Supone que el calor específico permanece constante para cada sección de la planta.
- c) Supone también constantes los coeficientes de transferencia de calor,  $U$ , y las áreas por cámara, así como el aumento en la temperatura de ebullición.

# Evaporacion en Multi-etapas



Hoja De Datos				Corrientes lb/h : lb solidos / lb solucion.			
RECUPERA.	RECHAZO			M			
MTD °F	MTD' °F			:			
No. tubos	No. tubos			MF			
Area ft <sup>2</sup>	Area ft <sup>2</sup>			Mbd			
Do pulg	Do pulg			MR			
Di pulg	Di pulg			MJ			
Pc pulg	Pc pulg			Mrr			
Longitud ft	Longitud ft			Mcw			
vel. ft/s	vel. ft/s			MD			
No. Camaras	No. Camaras					Temperaturas °F	
ancho camara ft	ancho camara ft	Tc	T2	T4	TBN		
largo camara ft	largo camara ft	T1	T80	T6	T3		
PROPIEDADES				Carga Termica Total BTU/h			
Agua Per tubos		Agua Per tubos		CR	R	Ws	lb/h
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	Densidad lb/ft <sup>3</sup>					Coeficientes Globales	
Viscosidad cp	Viscosidad cp					Recuperacion	
calor esp. BTU/lb °F	calor esp. BTU/lb °F					Rechazo	
conductividad BTU/h ft °F	conductividad BTU/h ft °F						
FIGURA 2.16							

d) Definimos R- relación de rendimiento

$$R = \frac{M_D}{W_S} \quad \begin{array}{l} M_D = \text{agua producto} \\ W_S = \text{vapor de calentamiento consumido} \end{array} \quad (181)$$

Habiendo aclarado algunas suposiciones, desarrollemos el modelo.

El balance de masa global sería;

$$M_f = M_D + M_{CW} \quad (182)$$

Siendo el balance de sal (total de sólidos disueltos).

$$M_f = \frac{C_R}{(C_R - 1)} M_D \quad (183)$$

Donde  $C_R$  es la relación de concentración, definida como concentración de sales en la corriente de desecho  $M_{CW}$  entre la concentración de sales de la corriente de alimentación  $M$ .

Haciendo un balance de calor;

a) Balance en la sección de rechazo:

$$T_1 - T_c = n (T_4 - T_5) \quad (184)$$

donde;  $n = (C_R M_R / C_Y M)$  (185)

$$M = M_f + M_{bd} \quad (186)$$

$$M_R = M_{TR} + M_f \quad (187)$$

Aquí tomaremos la siguiente suposición:

$$T5 - T_c = n (T4 - T6) \quad (188)$$

Esta suposición se basa en el hecho de que  $T1, T5$  y  $T6$  son muy cercanas unas de las otras numericamente.

b) Balance en la sección de recuperación.

$$T2 - T6 = T3 - T4 \quad (189)$$

c) Balance en el calentador

$$W_s \lambda_s = M_R C_R (T3 - T2) \quad (190)$$

Balance en la salmuera que se evapora

$$M_D \lambda_s = a M_R C_R (T3 - T5) \quad (191)$$

Donde "a" es un factor que toma en cuenta que el agua es evaporada a diferentes temperaturas en las cámaras y que su calor latente varía ligeramente.

El factor "a" se ha determinado como 0.88 para plantas tratadas con ácido y de 0.92 cuando reciben tratamiento con fosfatos.

Relaciones de transferencia de calor.

a) Transferencia de calor por cámara en la sección de rechazo.

$$\frac{T1 - T_c}{N_y} = B_y (T5 - \infty_y - T_c) \quad (192)$$

Donde  $B_y = 1.0 - \exp(-U_y A_y / M C_y)$  (193)

b) Transferencia de calor en la sección de recuperación

$$(T_2 - T_6) / N_R = B_R (T_4 - \infty_R - T_6) \quad (194)$$

donde  $B_R = 1.0 - \exp(-U_R A_R / M_R C_R)$  (195)

c) Transferencia en el calentador

$$T_3 - T_2 = B_B (T_5 - T_2) \quad (196)$$

donde  $B_B = 1.0 - \exp(-U_B A_B / M_R C_R)$  (197)

De ecuaciones

$$\begin{aligned} T_3 - T_5 &= (T_3 - T_4) + (T_4 - T_5) \\ &= (N_R B_R + N_y B_y) (T_4 - T_6) - (\infty_R N_R B_R + \infty_y N_y B_y / n) \quad (198) \end{aligned}$$

Y también:

$$\begin{aligned} T_3 - T_c &= (T_3 - T_5) + (T_5 - T_c) \\ &= (N_R B_R + N_y B_y + n) (T_4 - T_6) - (N_R B_R + N_y B_y / n) \quad (199) \end{aligned}$$

Por lo tanto:

$$T_3 - T_2 = T_4 - T_6 = \frac{(T_3 - T_c) + (N_R B_R + N_y B_y / n)}{(N_R B_R + N_y B_y + n)} \quad (200)$$



de

$$T_3 - T_5 = \frac{(T_3 - T_c) \left( \frac{N_R B_R}{Y} + \frac{N_Y B_Y}{Y} \right) - \left( \infty_R \frac{N_R B_R}{n} + \infty_Y \frac{N_Y B_Y}{Y} \right)}{\left( \frac{N_R B_R}{Y} + \frac{N_Y B_Y}{Y} + n \right)} \quad (201)$$

La ecuación 200 relaciona el aumento en temperatura de la salmuera recirculada al pasar esta por el calentador.

Para obtener la temperatura requerida de vapor de calentamiento manipulamos la ecuación 196 de la siguiente manera:

$$T_5 = T_3 + \left( \frac{1 - B_B}{B_B} \right) (T_3 - T_2) \quad (202)$$

### Ejemplo Numérico

Simulación de una planta.

Se tiene la siguiente planta operando con las siguientes características:

$$T_c = 65 \text{ } ^\circ\text{F} \quad T_3 = 250 \text{ } ^\circ\text{F} \quad M = 594263 \times 10^3 \text{ lb/h} \quad MR = 611062 \times 10^3 \text{ lb/h}$$

$$N_Y = 8 \quad N_R = 38 \quad CR = 2$$

$$A_Y = 169000 \text{ ft}^2 \quad A_R = 185000 \text{ ft}^2 \quad A_B = 1039544 \text{ ft}^2$$

$$U_Y = 500 \text{ BTU/ft}^2\text{h} \quad U_R = 580 \quad U_B = 676.5$$

$$= 1.83 \text{ } ^\circ\text{F} \quad = 2.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_Y = 0.96 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \quad C_T = 0.93 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

El primer paso será sacar la cantidad de vapor necesario:

$$T_3 - T_2 = T_4 - T_6 = \frac{(T_3 - T_c) + \left( \infty_R \frac{N_R B_R}{Y} + \infty_Y \frac{N_Y B_Y}{Y} \right)}{\left( \frac{N_R B_R}{Y} + \frac{N_Y B_Y}{Y} + n \right)}$$

$$B_R = 1 - \exp\left(-\frac{U_R A_R}{MR C_T}\right)$$

$$B_R = 0.1721$$

$$B_y = 1 - \exp(-U_j A_j / M C_y)$$

$$B_y = 0.1377$$

$$n = \frac{C_R M_R}{C_y M} = 0.9961$$

Sustituyendo valores en la ecuación.

$$250 - T_2 = 23.2425$$

$$T_2 = 226.75^\circ\text{F}$$

Calor necesario en el calentador.

$$Q = \dot{M}_R C_r (T_3 - T_2)$$

$$Q = 1.321268809 \times 10^{10} \text{ BTU/h}$$

Temperatura del vapor

$$T_3 - T_2 = B_B (T_5 - T_2)$$

Donde

$$B_B = 1 - \exp(-U_B A_B / M_R C_r)$$

$$B_B = 0.7099$$

Por lo tanto

$$T_5 = 259.5^\circ\text{F}$$

Buscando en tablas de vapor de agua. Para vapor saturado, esto corresponde a una presión de  $P_0 = 35.42 \text{ lb/in}^2$  abs y una

$$\lambda_s = 938.7 \text{ BTU/lb.}$$

De aquí:  $W_s = Q/\lambda_s$

$$W_s = 1.408 \times 10^7 \text{ lb/h de vapor}$$

Calculando el agua producto:

$$T_3 - T_5 = \frac{(T_3 - T_c) (N_R B_R + N_y B_y) - (\infty_R N_R B_R n + \infty_y N_j B_y)}{(N_R B_R + N_y B_y + n)}$$

$$250 - T_5 = 161.8$$

$T_5 = 88.2^\circ\text{F}$  temperatura con que se descarga la salmuera.

$$M_D \lambda_s = a M_R C_r (T_3 - T_5)$$

$$M_D = 8.620 \times 10^7 \text{ lb/h agua producto}$$

Cálculo de  $T_1$

$$\frac{T_1 - T_c}{N_y} = B_y (T_5 - \infty_y - T_c)$$

$$T_1 = 88.54^\circ\text{F}$$

Cálculo de  $T_4$  y  $T_6$

$$\frac{T_2 - T_6}{N_R} = B_R (T_4 - \infty_R - T_6) \text{ y } T_3 - T_2 = T_4 - T_6 = 23.25$$

$$\therefore T_6 = 88.48^\circ\text{F} \text{ y } T_4 = 111.7^\circ\text{F}$$

$$M_f = \frac{C_R}{CR-1} MD$$

$$M_f = 1.724 \times 10^8 \text{ lb/h}$$

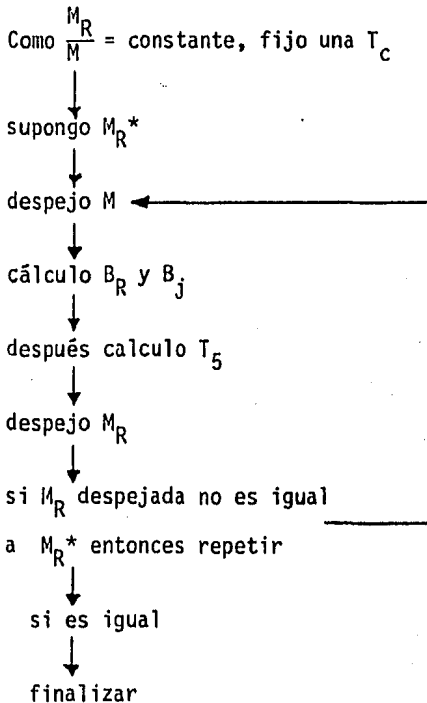
$$M_f = M_D + M_{CW}$$

$$M_{bd} = 8.620 \times 10^7 \text{ lb/h}$$

$$M_R = M_f + M_{r_r}$$

$$M_{r_r} = 4.3866 \times 10^8 \text{ lb/h}$$

Producción Constante y cambios en la temperatura de alimentación:



Tomando el mismo ejemplo anterior:

Fijamos  $M_D = 86\ 222\ 030 \text{ lb/h}$  destilado

$$T_c = 95^\circ\text{F}$$

$$\frac{M_R}{H} = 1.02826$$

$$\text{Supongo } M_R = 650\,000 \times 10^3 \text{ lb/h}$$

$$\begin{aligned} H &= 1.02826 \times W_R \\ &= 6.684 \times 10^8 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

$$B_R = 0.16264$$

$$B_y = 0.12339$$

$$T_3 - T_5 = \frac{(T_3 - T_c) (N_R B_R + N_y B_y) - \left( \sum_R N_R B_R n + \sum_y N_y B_y \right)}{N_R B_R + N_y B_y + n}$$

$$T_5 = 115.71^\circ\text{F}$$

$$M_D \lambda_s = a M_R C_r (T_3 - T_5)$$

$$M_R = 736\,437\,256 \text{ lb/h}$$

Como  $M_R$  es muy diferente a  $M_R^*$   
se vuelve a iterar

$$T_c = 95^\circ\text{F}$$

$$M_R = 650\,000 \times 10^3 \text{ lb/h}$$

<u>Iteraciones</u>	$T_5$	$M_R$	M
1	115.71°F	736 437 256 lb/h	1b/h
2	117.688°F	747 447 817	
3	117.933	748 838 702	
4	117.965	749 015 122	
5	117.969	749 037 499	
6	117.969	749 040 338	770 208 218

Tomando estos datos y simulando.

$$T_2 = 226.75^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 111.33^\circ\text{F}$$

$$T_5 = 263.32^\circ\text{F}$$

$$T_6 = 112.057^\circ\text{F}$$

$$Q = 1.61917 \times 10^{10} \text{ BTU/h}$$

$$T_4 = 135.3^\circ\text{F}$$

$$W_S = 17\,249\,087 \text{ lb/h}$$

$$M_f = 173\,842\,951.8 \text{ lb/h}$$

$$T_5 = 116.89^\circ\text{F}$$

$$M_{cw} = 86\,921\,475 \text{ lb/h}$$

$$M_D = 86\,921\,475 \text{ lb/h}$$

$$M_{rr} = 575\,197\,386.2 \text{ lb/h}$$

Consumo constante de vapor ó medio de calentamiento.

Como  $\frac{M_R}{M} = \text{constante}$  y también están fijas  $T_5$  y  $T_S$

Supongo un  $M_{R^*}$

despejo  $M$

calculo  $B_R$  y  $B_j$

Calculo  $n = \frac{C_r M_R}{C_y M}$

obtener  $T_2$

despejo  $M_R$

Si  $M_R$  despejada no es igual

ó muy cercana a  $M_{R^*}$  entonces repetir

si es igual

finalizar

Siguiendo con el mismo ejemplo:

Fijamos  $Wh/s = 1.408 \times 10^7$  lb/h

$T_S = 259.5$      $S = 938.7$  BTU/lb

$T_C = 75^\circ F$

es constante =  $\frac{M_R}{M} = 1.02826$

Supongo  $M_R = 611000$  000 lb/h

$$M = 594\,207\,690.7 \text{ lb/h}$$

$$\beta_R = 0.16106$$

$$\beta_y = 0.13256$$

$$n = \frac{0.93 \times 611000000}{0.96 \times 594207690.7} = 0.99613$$

$$T_3 - T_2 = \frac{(T_3 - T_c) + \left( \frac{\sum R N_R B_R + \sum j N_j B_j}{n} \right)}{\left( \sum R B_R + \sum y B_y + n \right)}$$

$$T_2 = 226.79^\circ\text{F}$$

$$W_S \lambda_S = M_R C_R (T_3 - T_2)$$

$$M_R = 612\,310\,044.2 \text{ lb/h}$$

<u>Iteraciones</u>	$T_2$	$M_R$	$M$
1	226.790°F	612 310 044.2 lb/h	
2	226.744	611 101 595.6	
3	226.752	611 308 396.7	
4	226.746	611 156 446.3	
5	226.750	611 268 086.3	
6	226.747	611 186 057.3	
7	226.750	611 246 325.6	
:			
:			
15	226.7487	611 222 965	
16	226.7486	611 219 206	594 420 872 lb/h



Tomando estos datos y simulando

$$T_2 = 226.7487^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 88.48^\circ\text{F}$$

$$T_s = 259.5^\circ\text{F}$$

$$T_6 = 88.48^\circ\text{F}$$

$$Q = 1.3217 \times 10^{10} \text{ BTU/h}$$

$$T_4 = 111.74^\circ\text{F}$$

$$W_s = 1.40799 \times 10^7 \text{ lb/h}$$

$$M_f = 172\,483\,784 \text{ lb/h}$$

$$T_5 = 88.16^\circ\text{F}$$

$$M_{cw} = 86\,241\,892 \text{ lb/h}$$

$$M_D = 86\,241\,892 \text{ lb/h}$$

$$M_{rr} = 438\,735\,421 \text{ lb/h}$$

Debemos hacer una nota de advertencia sobre los resultados obtenidos - por este método. Debido a que se hace la suposición de  $T_5 - T_c = n \text{ -- } (T_4 - T_6)$  que es realmente el siguiente balance:

$$M C_y (T_5 - T_c) \simeq M_R C_r (T_4 - T_6)$$

Por esta razón existirán casos de incongruencia en el sentido de que - no se cumpla lo siguiente:

$$T_5 > T_6 > T_1$$

Obteniéndose a veces resultados que se comportan:

$$T_5 > T_1 > T_6$$

Esto, como se dijo antes, fue por considerar a  $T_1, T_5$  y  $T_6$  muy cercanos en sus valores.

Sin embargo, esta consideración es la que nos permite desarrollar este

modelo de gran flexibilidad y sencillez, dándonos resultados casi tan precisos como otros modelos mas estrictos.

#### Nomenclatura

- A - Area de transferencia de calor  $ft^2$   
 C - Calor específico salmuera BTU/lb°F  
 CR - concentración de sal de la corriente de desecho entre la concentración del agua de alimentación.  
 N - Número de cámaras  
 n - cociente de  $C_r M_R / C_y M$   
 T - Temperatura °F  
 U - Coeficiente de transferencia de calor  
 M,W- flujo salmuera ó vapor lb/h

#### Subíndices

- bd - corriente de desecho  
 B - calentador del agua de mar  
 c - agua de enfriamiento  
 f - alimentación  
 y - sección de rechazo  
 r - sección de recuperación  
 s - vapor

## 2.8 Pretratamientos de Agua de Mar.

### 2.8.1 Pre-tratamiento Acido.

Las plantas para desalar siempre han sufrido en su operación normal, - debido a problemas en el pretratamiento del agua de mar.

Los equipos para el tratamiento del agua generalmente causan problemas debido a que:

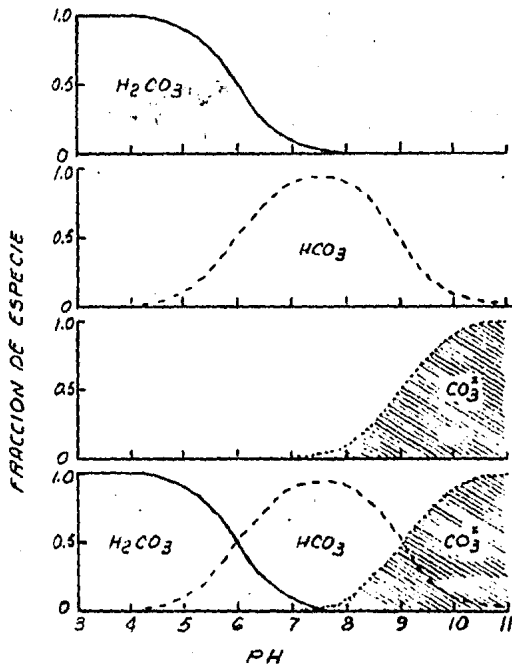
1. Fueron diseñados erroneamente y para capacidades menores a las necesarias.
2. Instrumentación inadecuada ó su total ausencia.
3. Inexperiencia del personal que opera los equipos.

Al diseñar ó considerar la compra de un equipo para tratar el agua de mar que se destilará, no debe olvidarse la interrelación que existe en tre la acidificación, decarbonatación, deaereación y control del pH.

Un tratamiento efectivo del agua salina deberá tener medidas para prevenir la formación de incrustaciones alcalinas, así como el reducir a su mínimo el potencial corrosivo.

El agua de mar saturada contiene aproximadamente 7 ppm de Oxígeno, 100 ppm de CO<sub>2</sub> y cantidades menores de Nitrógeno y otros gases.

Tratar con ácido, tiene la función de reducir la concentración de Car-



DISTRIBUCION DE ESPECIES CARBONICAS COMO  
 FUNCION DEL PH EN AGUA DE MAR A 20°C

FIGURA 2.17

bonato de Calcio e Hidróxido de Magnesio, evitando que estos lleguen a precipitarse obstruyendo las superficies donde existe transferencia de calor.

La deaeración tiene como objetivo el de eliminar el  $\text{CO}_2$  y  $\text{O}_2$  que vienen disueltos en el agua así como algunos otros gases.

Eliminar estos gases evita problemas de corrosión y de transferencia de calor al condensar los vapores de agua.

Sin embargo examinemos con detalle lo que debe ser el camino para tratar el agua alimentada en una planta de destilación.

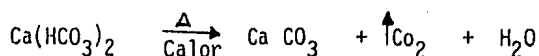
#### Decarbonatación:

El propósito de la decarbonatación es para evitar los problemas de incrustaciones sobre las superficies donde se da la transferencia de calor.

Al no existir ningún tipo de tratamiento el problema a temperaturas mayores de  $250^\circ\text{F}$  de incrustaciones sería inevitable para el Carbonato de Calcio ( $\text{CaCO}_3$ ) e Hidróxido de Magnesio ( $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ).

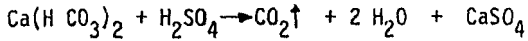
Las siguientes reacciones ilustran.

Cuando el agua no es tratada, ocurre lo siguiente:

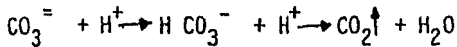


El proceso de tratamiento ácido evita el :

El proceso de tratamiento ácido evita el precipitado mediante el siguiente camino:



ó como el ion



Este proceso requiere de un eficiente mezclado del ácido y agua de mar para reducir la alcalinidad. En un rango de 3-15 ppm de  $\text{CaCO}_3$ . Hay que recordar que la alcalinidad mencionada para una muestra incluye, el total de concentraciones de carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos expresados como equivalentes de carbonato de calcio.

La distribución de las especies carbónicas como función del pH es mostrado en la figura (2.17.)

A un pH de 7.9 - 8.2 de agua de mar, la totalidad de la alcalinidad es casi debida al ion de bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ). Si el pH es reducido mediante ácido, hasta un valor de 4.5 ó menor, la alcalinidad podrá ser eliminada como dióxido de carbono. Este valor final de pH, depende de la cantidad de ácido agregado y de la efectividad de la decarboxinación.

Una operación adecuada de un sistema de tratamiento ácido consiste en:

1. Control adecuado de la cantidad de ácido inyectado al sistema.

2. Mezclado adecuado de ácido y agua de mar.
3. Eliminación efectiva del dióxido de carbono del agua tratada.

La experiencia ha demostrado que cuando los puntos anteriores no se logran cumplir, existirán problemas cuando el ácido ataque a la tubería, válvulas y bombas. Esto se vuelve aún mas severo cuando se manejan altas velocidades. Una selección cuidadosa de materiales es de gran importancia. El teflón parece ser el material ideal para las boquillas de inyección del ácido.

El control de la cantidad de ácido inyectado, puede basarse en libras de ácido, inyectado por galones de agua alimentada; ó por el registro del pH después de la inyección, pero antes de la decarbonatación.

Sea cualquiera de los dos métodos el que se use. Se recomienda que se registre el pH de la corriente después de inyectarse el ácido.

Para que el tratamiento sea efectivo es indispensable que se logre un mezclado adecuado antes de llevar a cabo la decarbonatación. Un mezclado pobre requiere un exceso de ácido ó bien se tendrá que disminuir el potencial para reducir la alcalinidad.

Debido a la alta densidad del ácido en comparación a la del agua se vuelve difícil lograr un mezclado perfecto.

Como el ácido es inyectado en la tubería de alimentación, la distan--

cia necesaria de mezclado será en función del diámetro de la tubería, velocidad de flujo y el número de codos ó accesorios que se tengan.

Para la planta de Clair Eagle, con una capacidad de un millón de galones al día, la distancia de mezclado fue de, 40 ft. Para una tubería de 12 pulgadas con tres codos de 90° y una velocidad de 5 ft/seg.

Es posible también aumentar la turbulencia mediante mezcladores estáticos de tipo helicoidal, con lo que se reduce la distancia necesaria para mezclar el ácido con el agua de mar.

La decarbonatación puede lograrse mediante un decarbonatador atmosférico seguido de una deaereación a vacío, ó tan solo con la deaereación a vacío. Escoger una u otra resulta ser cuestión económica.

Las cantidades de oxígeno a eliminar, son las que determinan el tamaño y materiales del deaerador.

Para neutralizar de manera estequiométrica, la cantidad promedio - - (120 ppm) de bicarbonato (como  $\text{CaCO}_3$ ) en el agua de mar, se requieren de 118 ppm de ácido sulfúrico puro ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ). Esto se aproxima a una libra de ácido sulfúrico por 1000 galones de agua de mar, con un costo de 4-10 centavos (US) por cada 1000 galones de agua producto(1980).

Si la cantidad añadida de ácido es estequiométrica y el mezclado re--



sulta ser casi ideal, entonces la alcalinidad será casi de cero. Aproximadamente 100 ppm de  $\text{CO}_2$  serán eliminadas y el pH final será de 7.0.

En la práctica, añadiendo ácido en cantidades estequiométricas, no se logra eliminar todo el dióxido de carbono. Por lo tanto, el pH resulta ser ácido, requiriendo la adición de sosa. El haber agregado sosa, convierte al  $\text{CO}_2$  aún presente, en iones de bicarbonato, de manera que existe alcalinidad residual, aunque generalmente está en concentraciones menores a 5 ppm.

Para poder asegurar bajas concentraciones de alcalinidad, es necesario agregar más ácido del estequiométrico. Esto significa un pH de 3.8 a 4.3 antes de la decarbonatación y de un 10% - a 15% con exceso de ácido bajo la siguiente modalidad, se logra la casi total remoción del  $\text{CO}_2$  a un pH de 4.5. Neutralizando finalmente con sosa a un pH de 7.4 a 7.7.

La práctica de sobre acidificación es conservadora y nos asegura en contra de la depositación de precipitados alcalinos en los equipos.

Sus principales desventajas son el incremento en el consumo de ácido y sosa para neutralizar. Además existe el riesgo de que si llegara a fallar la base para neutralizar, una solución ácido sería introducida a los evaporadores.

Otra modalidad, es la de agregar una cantidad de ácido menor a la este

quiométrica.

Al usar una cantidad menor a la estequiométrica, se logra que la alcalinidad residual amortigue el efecto de la corrosión. Trabajar con una cantidad menor no hace necesario tener que agregar sosa dado que con -- concentraciones muy bajas en alcalinidad, no existe gran peligro de que se den las incrustaciones. Mientras se logre tener una concentración -- menor a 20 ppm en los evaporadores y un pH menor a 7.7 en la corriente -- que se recicla con un factor de concentración de 1.0 (ó menor a 7.6 para un factor de 2). Mediante esta forma, se puede trabajar sin problemas siempre y cuando, la decarbonatación sea eficiente.

Es necesario controlar el pH después de inyectar el ácido y antes de la decarbonatación, a un valor cercano a 5.0 que requiere el 10% menos de la cantidad estequiométrica.

Operando de esta manera la planta de Clair Engle demuestra tener un rango de pH entre 6 y 6.5 después de la deaeración, con una alcalinidad -- residual de 12 a 15 ppm. Estos resultados demuestran que la planta de -- Clair Engle opera satisfactoriamente ya que un valor teórico de 12 ppm, -- es esperado usando solo el 90% del ácido estequiométrico.

De los valores anteriores solo 2 ppm ó una cantidad menor corresponde a  $\text{CO}_2$  después de la deaeración, el sobrante pertenece a iones de bicarbonato.

Existen factores adicionales que también determinan la alcalinidad total en la corriente reciclada, bajo la modalidad de agregar una menor cantidad a la estequiométrica. Uno de estos factores es la concentración natural por la evaporación que se lleva a cabo en las cámaras.

#### 2.8.1.1

##### Deaereación.

La degasificación a vacío no solamente es llevada para completar la de carbonatación si no que, sirve también para la remoción del oxígeno y otros gases disueltos en el agua de mar.

El oxígeno es un fuerte agente corrosivo que ataca al acero y otros materiales en las cámaras de evaporación.

Entre los estudios realizados sobre los equipos de deaereación están las valiosas experiencias de la planta de Senator Clair Engle en San Diego, California.

El deaereador original, está ilustrado en la figura (2.18), consisten en un lecho empacado con flujo a contra-corriente.

Una torre empacada generalmente es preferida sobre una torre de platos, debido a su menor costo y mantenimiento. La torre usada en Clair Engle tenía una altura de 41 pies y un diámetro de 14 pies para una capacidad de 3 mgd.

Para el sistema en cuestión no se requirió de un decarbonatador atmós-

ferico.

La remoción del oxígeno disuelto, resulta no estar en función del pH ó cantidad de  $\text{CO}_2$ .

Dentro del estudio logrado, este equipo se modificó para operar con flujo en paralelo, figura (2.19).

Obedeciendo a las necesidades económicas la deaeración generalmente se lleva a cabo a bajas presiones y bajas temperaturas.

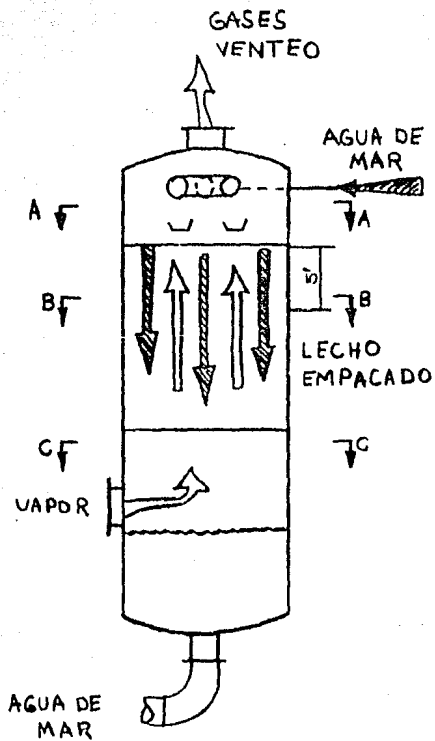
Generalmente las temperaturas de operación oscilan entre 80° y 120°F.

Eliminar el oxígeno del agua de mar se lleva en dos etapas:

- a) Ebullición inicial
- b) Difusión

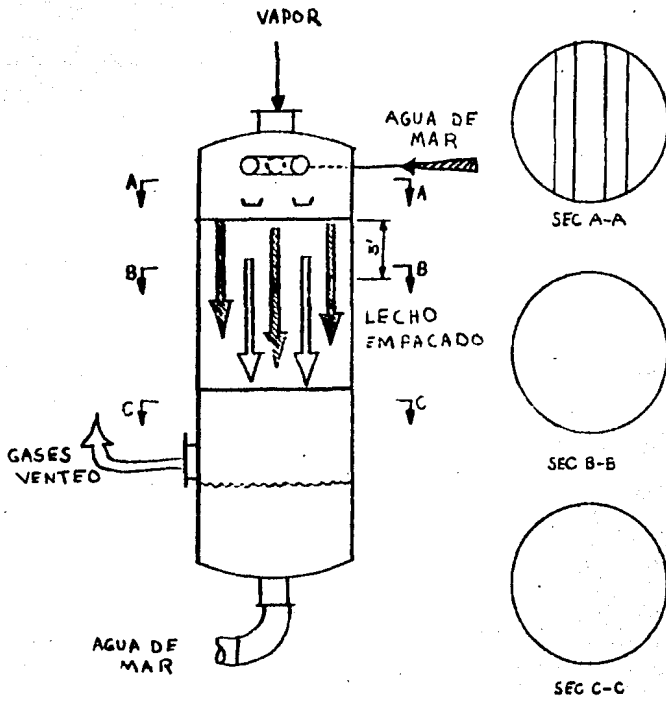
De acuerdo a la ley de Henry, si la presión de vapor de cualquier componente disuelto en una solución líquida, es mayor que su presión parcial en el vapor que está en contacto con el líquido, entonces el gas disuelto, tenderá a vaporizarse hasta que ambas presiones se equilibren.

La deaeración pone en contacto agua de mar con vapor a vacío.



DEAERADOR FLUJO CONTRA CORRIENTE

FIGURA 2.18



DEAERADOR FLUJO EN PARALELO

FIGURA 2.19

El primer paso en la remoción de gases ocurre cuando la corriente alimentada es bombeada al sistema de distribución, localizado por encima del lecho empacado.

Entrar y estar a una presión de vacío (1.5 pulg. Hg) resulta en una alta insolubilidad de los gases disueltos. La velocidad de transferencia de masa en esta etapa del proceso, depende del gasto de agua de mar alimentada, del número de boquillas de inyección, temperatura de saturación y flujo de vapor usado para el arrastre. Usar temperaturas incrementadas da como resultado una mejor eliminación de gases, debido a la disminución de la solubilidad.

La distribución (corriente alimentada) en forma atomizada es preferida sobre otras, por dar una mejor área de exposición para remover los gases. En el equipo experimental, se usarán un total de 41 boquillas de 3 pulgadas de diámetro. Este arreglo resultó dar una distribución homogénea. Con este tipo de boquillas se puede manejar, un flujo que sea el doble al de diseño sin que llegue a existir una alteración en el patrón de flujo.

De acuerdo a las corridas experimentales la ebullición es responsable por el 96% del oxígeno removido.

Para aumentar, una cantidad mayor de gases eliminados, se recurre al mecanismo de difusión que se da en la sección del lecho empacado. --

El empaque proporciona la superficie extendida necesaria para promover el contacto líquido-vapor y así lograr una migración de oxígeno.

La eficiencia en la difusión depende del gasto a manejar; forma de alimentar el líquido (distribución), temperatura y cantidad de vapor usado.

Un uso eficiente del empaque requiere que el vapor suministrado, sea el suficiente para diluir la presión parcial del oxígeno. Sobre las dimensiones del lecho empacado se recomienda una altura de empaque de 10 pies cuando la carga sea menor a ( $L/G =$  líquido alimentado entre vapor usado)  $25000 \text{ lb/hr/ft}^2$  y una  $L/G$  menor a 400.

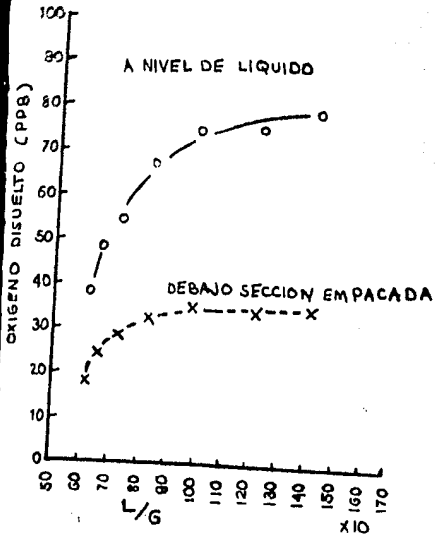
Una caída libre muy grande desde el final de la sección empacada al nivel inundado genera dentro del líquido acumulado una mezcla de líquido vapor. Por ejemplo; una altura de 10 pies hace caer al líquido del empaque, con una velocidad de 25 ft/seg sobre la superficie del líquido-acumulado. Debido a este impacto, se genera una mezcla con un alto contenido de gases.

Sobre la superficie del líquido la presión total resulta ser, la suma de las presiones parciales del vapor de agua, oxígeno y dióxido de carbono. (Con una presión total de 1.5 pulgadas de Hg). A un pie o más por debajo del nivel del líquido la presión hidrostática es tal que favorece la reabsorción de los gases que penetran por impacto.

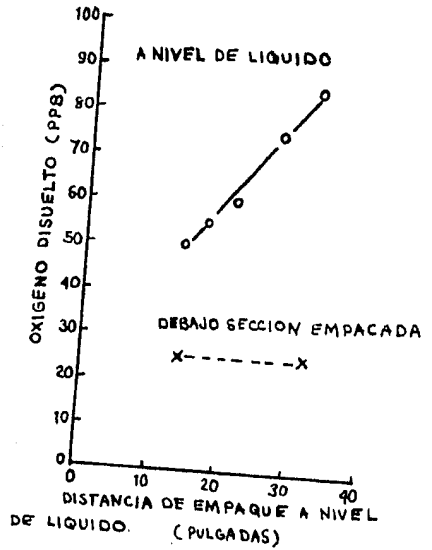


El grado de reabsorción se incrementa con la altura de la caída libre así como con la razón de L/G que determina el contenido de oxígeno en el vapor.

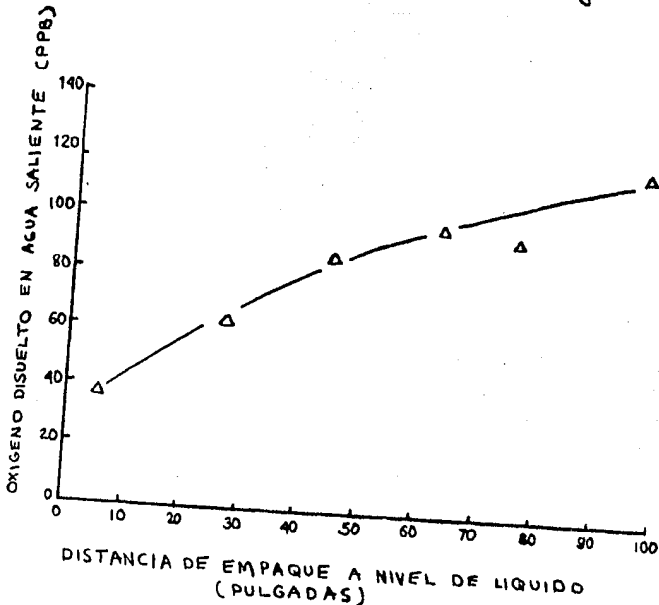
Pruebas conducidas en el deaerador de Clair Engle para determinar la influencia de la caída libre, sobre la reabsorción de oxígeno, son -- mostradas en las siguientes figuras. Para este caso, el equipo resultó ser de 9 pies de diámetro y 23 pies de altura. Contaba con un lecho empacado, de una altura de 11 pies y anillos de 3 1/2 pulgadas. - El modo de operación fue a contracorriente.



Oxígeno Disuelto  
Figura 2.20



Oxígeno Disuelto  
Figura 2.21



Oxígeno Disuelto  
Figura 2.22

"Resultados" Fig. ( 2.23 )Prueba.

Vapor/líquido modo flujo	contracorriente	Paralelo	Paralelo
Sistema de distribución	charolas	charolas	boquillas
Número de pruebas	53	35	6
Agua de Mar (GPM)	4800 - 9800	3100-9900	4600-6600
Carga de líquido(lb/h ft <sup>2</sup> )	1600 - 32000	10000-32500	15000-22000
Concentración Oxígeno(ppb) a la entrada	5000 - 6000	2000-5000	3500-4500
Temp.de saturación (°F)	90-109	87-102	92-108
L/G	420 - 2000	150-775	200-570
Concentración de Oxígeno antes de entrar al lecho (ppb)	35-220	35-220	60-210
Concentración de Oxígeno 5" por debajo del empaque	ninguna	53 promedio	34 promedio
Concentración de Oxígeno a la salida del lecho	10	26 promedio	26 promedio

### 2.8.2 Inyección de Dióxido de Carbono.

Inyección de dióxido de carbono a las corrientes frías de agua de mar es un medio para evitar las formaciones de incrustaciones alcalinas.- Este proceso solo ha sido probado a nivel de planta piloto, pero los resultados obtenidos parecen ser prometedores.

La cinética del proceso ha sido descrita por Langelier.

Si una suficiente presión parcial del dióxido de carbón es mantenida durante el calentamiento, esta sobrepresión para solubilizar el  $\text{CO}_2$ ,- evitará la descomposición del ion carbonato de hidrógeno.

El calcio y magnesio son transformados a carbonatos de hidrógeno. - -

La cantidad de dióxido de carbono aumenta con la temperatura siendo - esta de  $(0.03696 \text{ OZ/ft}^3)$   $(37 \text{ mg}) \text{ CO}_2/\text{lt}$  agua de mar a  $257^\circ\text{F}$   $(125^\circ\text{C})$  y de  $0.0639 \text{ onzas/ft}^3$   $(64 \text{ mg}) \text{ CO}_2/\text{lt}$  agua de mar a  $284^\circ\text{F}$   $(140^\circ\text{C})$ .

Después de calentar y antes de introducir a los evaporadores el  $\text{CO}_2$  - es extraído con vapor en una columna empacada. Los compuestos alcali nos se precipitan quedando en el empaque de la columna, siendo este - decartado periódicamente.

Una precipitación acelerada del carbonato de calcio fué observada al-

disminuir la sobrepresión parcial del dióxido de carbono en el rango de 275°F-289°F, (135-143°C) reduciendo la alcalinidad de 0.114 onzas/ft<sup>3</sup> (115 mg/lit) a 0.0319 onzas/ft<sup>3</sup> ( 32 mg/lit) a 267°F 131°C.

### 2.8.3

#### Polifosfatos.

La formación de incrustaciones sobre superficies es inhibida y la -- precipitación de sólidos es dispersada en forma de suspensión con la adición de pequeñas cantidades de soluciones comerciales.

La primera sustancia disponible a nivel comercial fue Hage vap, una mezcla de tripolifosfato de sodio, derivados de ácido sulfónico y va rios ésteres de glicoles.

Los polifosfatos actúan como secuestradores de los iones de Calcio y Magnesio, Almidón, ácido sulfónico, taninos, etc. actúan como disper santes al recubrir superficies, para evitar la formación de incrusta ciones. Actúan también como agentes, que tienden a retardar la for mación de espuma en el agua de mar.

El uso de aditivos con base de polifosfatos, resulta estar limitado a temperaturas menores de 190°F. Arriba de esta temperatura los poli fosfatos sufren cambios químicos que restringe su efectividad, como agentes en el tratamiento del agua.

La presencia también de unos cuantos (onzas/ft<sup>3</sup>) mg/lit de iones de--

hierro pueden envenenar a estos agentes químicos, dando compuestos - complejos. En cuanto a las cantidades alimentadas, estas oscilan entre  $1.998 \times 10^{-3}$  -  $3.99 \times 10^{-3}$  onzas/ft<sup>3</sup> (2 a 4 mg/lit.).

Una sobredosis resulta en la formación de lodos. En general este -- proceso resulta atractivo en el sentido de costos, pero tiene como - desventaja un bajo rango de temperaturas.

La suspensión que se forma puede fácilmente ser tirada.

Un análisis químico de esta suspensión con varios agentes comerciales es el siguiente.

		*SP-1230	Hage vap-LP	*EES-VAP
Hierro	como $Fe_2O_3$	20%	11%	14%
Cobre	Cu O	5%	4%	3%
Fosfato	$P_2 O_5$	12%	12%	17%
Calcio	Ca O	9%	7%	6%
Magnesio	Mg O	36%	20%	30%
Cloro	Cl	11%	20%	18%
Sodio	Na	7%	18%	12%

\* SP-1230 es almidón de maíz con 4% de fósforo en forma de ortofosfato.

\* EES-VAP es difosfato de sodio.

#### 2.8.4 Poliacrilatos.

Pequeñas concentraciones de ácido poliacrilato de bajo peso molecular, ó 10% de acrilato de etilo, con ácido acrílico forman el polímero efectivo, para prevenir la formación de incrustaciones. Una dosis de - -  $1.998 \times 10^{-3}$  onzas/ft<sup>3</sup> (2 mg/lit) se ha observado como óptima.

Las pruebas conocidas han demostrado que los polímeros actúan como - - agentes dispersantes. Parece ser que la formación de incrustaciones - es frenada debido a que las moléculas del polímero forman una capa sobre las superficies metálicas. Esta capa formada tiene la capacidad - de regeneración, esto quiere decir que, una nueva capa es formada debajo de la anterior y esta última es desprendida.

Entre los méritos de este tratamiento, está el de tener la capacidad de evitar la precipitación de Sulfato de Calcio.

Se ha encontrado que el peso molecular de los polímeros oscila de 1000 a 6100, siendo mas efectivos los de bajo peso molecular.

Este tratamiento puede ser mejorado aún si le agregamos unos  $1.993 \times 10^4$  onzas/ft<sup>3</sup> (0.2 mg/lit) de alguna sal soluble de Aluminio, Manganese ó - - Zinc. El resultado de esta mezcla genera una capa protectora, sobre las superficies metálicas la cual disminuye la formación de incrustaciones. Por lo tanto dando un mayor tiempo de operación al equipo.

hierro pueden envenenar a estos agentes químicos, dando compuestos - complejos. En cuanto a las cantidades alimentadas, estas oscilan entre  $1.998 \times 10^{-3}$  -  $3.99 \times 10^{-3}$  onzas/ft<sup>3</sup> (2 a 4 mg/lt.).

Una sobredosis resulta en la formación de lodos. En general este -- proceso resulta atractivo en el sentido de costos, pero tiene como - desventaja un bajo rango de temperaturas.

La suspensión que se forma puede fácilmente ser tirada.

Un análisis químico de esta suspensión con varios agentes comerciales es el siguiente.

		*SP-1230	Hage vap-LP	*EES-VAP
Hierro	como $\text{Fe}_2\text{O}_3$	20%	11%	14%
Cobre	$\text{Cu O}$	5%	4%	3%
Fosfato	$\text{P}_2 \text{O}_5$	12%	12%	17%
Calcio	$\text{Ca O}$	9%	7%	6%
Magnesio	$\text{Mg O}$	36%	20%	30%
Cloro	$\text{Cl}$	11%	28%	18%
Sodio	$\text{Na}$	7%	18%	12%

\* SP-1230 es almidón de maíz con 4% de fósforo en forma de ortofosfato.

\* EES-VAP es difosfato de sodio.



#### 2.8.4 Poliacrilatos.

Pequeñas concentraciones de ácido poliacrilato de bajo peso molecular, ó 10% de acrilato de etilo, con ácido acrílico forman el polímero efectivo, para prevenir la formación de incrustaciones. Una dosis de  $1.998 \times 10^{-3}$  onzas/ft<sup>3</sup> (2 mg/lit) se ha observado como óptima.

Las pruebas conocidas han demostrado que los polímeros actúan como agentes dispersantes. Parece ser que la formación de incrustaciones es frenada debido a que las moléculas del polímero forman una capa sobre las superficies metálicas. Esta capa formada tiene la capacidad de regeneración, esto quiere decir que, una nueva capa es formada debajo de la anterior y esta última es desprendida.

Entre los méritos de este tratamiento, está el de tener la capacidad de evitar la precipitación de Sulfato de Calcio.

Se ha encontrado que el peso molecular de los polímeros oscila de 1000 a 6100, siendo mas efectivos los de bajo peso molecular.

Este tratamiento puede ser mejorado aún si le agregamos unos  $1.993 \times 10^{-4}$  onzas/ft<sup>3</sup> (0.2 mg/lit) de alguna sal soluble de Aluminio, Manganeso ó Zinc. El resultado de esta mezcla genera una capa protectora, sobre las superficies metálicas la cual disminuye la formación de incrustaciones. Por lo tanto dando un mayor tiempo de operación al equipo.

Una vez que el problema de las incrustaciones se vuelve severo y se decide dar mantenimiento, con el solo contacto del aire, la capa de incrustaciones se desprenderá fácilmente. El tratamiento con sales, probó ser efectivo hasta temperaturas de 195°F mientras que la solución sola con los polímeros funcionaba de manera efectiva alrededor de los 86°F.

## 2.9

Problemas de Contaminación.

Dentro de los procesos por medio de la destilación existen básicamente dos tipos de problemas de contaminación.

Uno, es el efecto de manejar agua de mar contaminada dentro del proceso. El segundo es el de la descarga de salmuera concentrada y a mayor temperatura sobre el medio ambiente.

Hace una décadas solo existía el problema de la contaminación del mar debido a la descarga de salmuera concentrada, que desechaban las plantas desalinizadoras. Sin embargo, ahora tenemos el grave problema que el agua de mar a procesar tiene un cierto grado de contaminación. El interés principal sobre el agua contaminada a procesar, se divide en dos aspectos:

1. Que el agua producto sea contaminada
2. La corrosión de materiales metálicos debido a los contaminantes.

Los principales compuestos encontrados, que llegan a ser perjudiciales son el amoníaco, alcoholes, fenoles, cresoles y la piridina. Una característica de los anteriores es que resultan ser lo suficientemente volátiles para que se evaporen junto con el agua, para luego condensar junto con esta, obteniéndose un producto contaminado.

Otra sustancia problema son los iones de sulfuros y de HS que resultan ser muy corrosivos.

Los iones de sulfuros resultan generalmente de la reducción de iones de sulfato en la presencia de bacterias reductoras de sulfato.

En el estudio realizado por T. Goto y T. Hakuta se encontró en la bahía de Tokio los siguientes resultados de muestreo.

Prueba Número	Concentración del ion sulfuro(ppm)	
	sobre la superficie del mar	fondo del mar
1	0.023	2.8
2	0.020	8.8
3	0.017	25.8
4	"	61.8
5	"	24.7
6	"	31.3
7	"	0.63
8	"	0.089
9	"	0.015

De acuerdo a estos hallazgos se notó que la concentración de iones de sulfuro era mucho mayor en el fondo del mar que sobre su superficie. Dando pauta esto a que la alimentación de agua en una desaladora no debe ser a niveles profundos. Una posible razón de esta diferencia en concentraciones es que el oxígeno disuelto convierte a los iones de sulfuro en iones de sulfato. En cambio en el fondo donde existe algo de fango, las bacterias reducen los iones de sulfatos a iones de sulfuros.

El amoníaco ha resultado ser un contaminante representativo en el -- agua de mar. Su principal molestia es que debido a su alta presión- de vapor, fácilmente acaba con el agua producto.

Este compuesto puede ser detectado por el método de hipoclorito de - sodio y fenol.

Actualmente existen dos enfoques para la remoción de contaminantes - en el agua producto.

1. Remoción del contaminante en el agua de mar a alimentar en la -- planta.
2. Remoción del contaminante en el agua producto.

La adición de cloro resulta ser efectiva, para remover el amoníaco, - sea cualquiera de los dos enfoques usados, para remover contaminan-- tes.

Sin embargo a continuación se muestra una tabla comparativa de proce- sos para remover el amoníaco y otros contaminantes realizada para un estudio de una planta de multietapas con una capacidad de 792600 - - gal/día, Tokio, Japón. 1976.

	Absorción de Zeolitas	Intercambio Iónico	Cloración y carbón <u>acti</u> vado.	Cloración
Costo de Construcción	1.6 millones U.S.	2.0 millones U.S.	4.15 millones U.S.	1.4 millones U.S.
Costo de Operación	4.524 U.S./100 ft <sup>3</sup> .	5.094 U.S./100 ft <sup>3</sup>	9.9 \$ U.S./100 ft <sup>3</sup>	3.96 \$ U.S./100 ft <sup>3</sup>
Remoción de:				
Fenoles	no	no	si	si
Aceites	no	no	si	no
Metales pesados	algunos	si	algunos	no
Males olores	no	no	si	no
Energía Requerida	13.52 BTU/ft <sup>3</sup>	13.52 BTU/ft <sup>3</sup>	23.18 BTU/ft <sup>3</sup>	11.59 BTU/ft <sup>3</sup>

En general la corriente de descarga es la combinación de dos corrientes, salmuera concentrada y agua de enfriamiento. La mezcla de estas corrientes se hace con el propósito de amortiguar los efectos nocivos hacia el medio ambiente, ya que la salmuera por su mayor densidad tenderá a hundirse al fondo, el agua de enfriamiento por su temperatura superior será menos densa y tenderá a quedarse sobre la superficie del mar. Por estas razones se mezclan, además de balancear el contenido de sustancias disueltas que tenga la salmuera.

Sobre el agua de enfriamiento se han realizado estudios para registrar los efectos de contaminación térmica, dado que descargar agua con una mayor temperatura en realidad puede llegar a causar efectos nocivos sobre la flora marina. Sin embargo manejada adecuadamente esta corriente puede llegar a causar mejoras al medio ambiente en lugar de dañarlo, es to fué estudiado por Lusby y Somers.

Aparte de ser mas densa la salmuera concentrada contiene pequeñas cantidades de metales pesados como níquel, zinc y cobre, dependiendo de los materiales de construcción. Sin embargo debido a que los tubos - generalmente son de aleaciones de cobre, este metal es característico en la salmuera de descarga, por la corrosión y erosión. Entre otras sustancias podemos también encontrar cloro si es que el agua al ser alimentada fué tratada.

De los metales que descargan junto con la salmuera el cobre es el componente en mayor cantidad y que tiene mayores efectos sobre la ecología marina.

Los iones de cobre que son descargados pueden ser tolerados por el plancton en rangos de  $4.99 \times 10^{-5}$  a  $4.99 \times 10^{-4}$  onzas/ft<sup>3</sup> (0.05 a 0.5 mg/lt).

Concentraciones mayores de este elemento resultan en su acumulación y almacenamiento a diferentes niveles de la cadena alimenticia marina.

El plancton marino que consiste en algas y algunas otras especies puede llegar a acumular cobre hasta una proporción tan alta como de 5000:1.

A continuación estas son consumidas por peces u otras especies marinas. Se ha encontrado que por ejemplo; los peces pueden tolerar con-

centraciones de 3 a 4 veces mayores a las acumuladas por las algas., esto representa una proporción de 20 000: 1.

En peces el cobre acumulado generalmente se encuentra en el hígado - e intestinos. Existen especies que viven en el fondo del mar tales - como las ostras, estrellas de mar, cangrejos, etc. que doblan su acu - mulación de cobre por cada 50°F que aumente la temperatura.

La concentración promedio de cobre en el mar es de  $2.99 \times 10^{-6}$  onzas/  $\text{ft}^3$  (0.003 mg/lt). A continuación presentamos una tabla donde se -- muestran algunos de los niveles de cobre que existen.

El análisis de las corrientes representa la concentración de cobre - en onzas/ $\text{ft}^3$ .

Planta	Freeport	Clair Engle	Wrightsville Beach
Corrientes			
A EVAPORAR	$1.998 \times 10^{-5}$	$5.395 \times 10^{-5}$	$1.348 \times 10^{-4}$
SALMUERA	$3.417 \times 10^{-4}$	$6.47 \times 10^{-4}$	$6.044 \times 10^{-4}$
ENFRIAMIENTO	$5.695 \times 10^{-5}$	$1.99 \times 10^{-5}$	$1.898 \times 10^{-5}$

\* Los valores pueden ser mayores en lugares cercanos a la costa ó -- bahías.

Se ha encontrado que el cobre, resulta ser mas soluble en agua de -- mar concentrada, que en agua de mar normal. Para estas salmueras --



(concentrados de agua de mar) es aconsejable mantenerlas en un pH de 7.5, ya que en este valor, el cobre demuestra tener menor solubilidad. Por lo tanto las salmueras recirculadas deberán de tratar de mantenerse cerca de este valor.

En general se puede afirmar que la concentración de las corrientes descargadas resultan ser de 4-7 veces mayores al valor recomendado de  $1.998 \times 10^{-5}$  onzas/ft<sup>3</sup> (0.02 mg/lt) y de 25 a 45 veces mayores al valor normal del medio ambiente.

Ilustrando:

Tomando el valor para la planta de Freeport la salmuera es de  $3.41709 \times 10^{-4}$  onzas/ft<sup>3</sup>; Base tomar 1 ft<sup>3</sup> de  $3.417 \times 10^{-4}$  onzas/ft<sup>3</sup>.

Por lo tanto:

Masa de cobre en salmuera + masa de cobre en  

$$\frac{\text{agua normal}}{\text{ft}^3 \text{ solución}} = \text{masa de cobre por lt}$$

$$\frac{3.41709 \times 10^{-4} + 2.99745 \times 10^{-6}}{X} = 3.44706 \times 10^{-4} \text{ onzas/ft}^3$$

$$\frac{3.44706 \times 10^{-4}}{X} = 1.9983 \times 10^{-5} \text{ onzas/ft}^3$$

$$X = 17.249 \text{ ft}^3 \text{ solución}$$

$$17.249 - 1 = 16.249 \text{ ft}^3 \text{ de solución con } 2.997 \times 10^{-6} \text{ onzas/ft}^3.$$

Se necesita diluir con  $16.249 \text{ ft}^3$  de agua de mar normal para cumplir.

Para la planta de Freeport deducimos que están agregando 5 ft<sup>3</sup> de agua de mar normal por cada litro de salmuera para obtener el agua de enfriamiento.

Hay que hacer hincapié que las concentraciones en el evaporador contienen cobre, que es encontrado en el agua de mar normal mas el de la salmuera recirculada. En el agua de enfriamiento se considera que incluye salmuera diluida con agua de mar normal.

## 2.10

Costos

El impacto de los años 1972-1973 fue el más significativo para el proceso de multietapas. Esto se debió al alza en los combustibles derivados del petróleo (ya que el combustóleo ha sido usado para generar vapor).

La fig. (2.24) nos muestra esta tendencia de los años setenta, en el alza del costo de combustibles. De los tres combustibles potenciales para generar el vapor se observó que el carbón coque, resultaba ser el más caro. El combustóleo resultaba ser un poco más barato, y el vapor generado a partir de energía nuclear era aún más bajo.

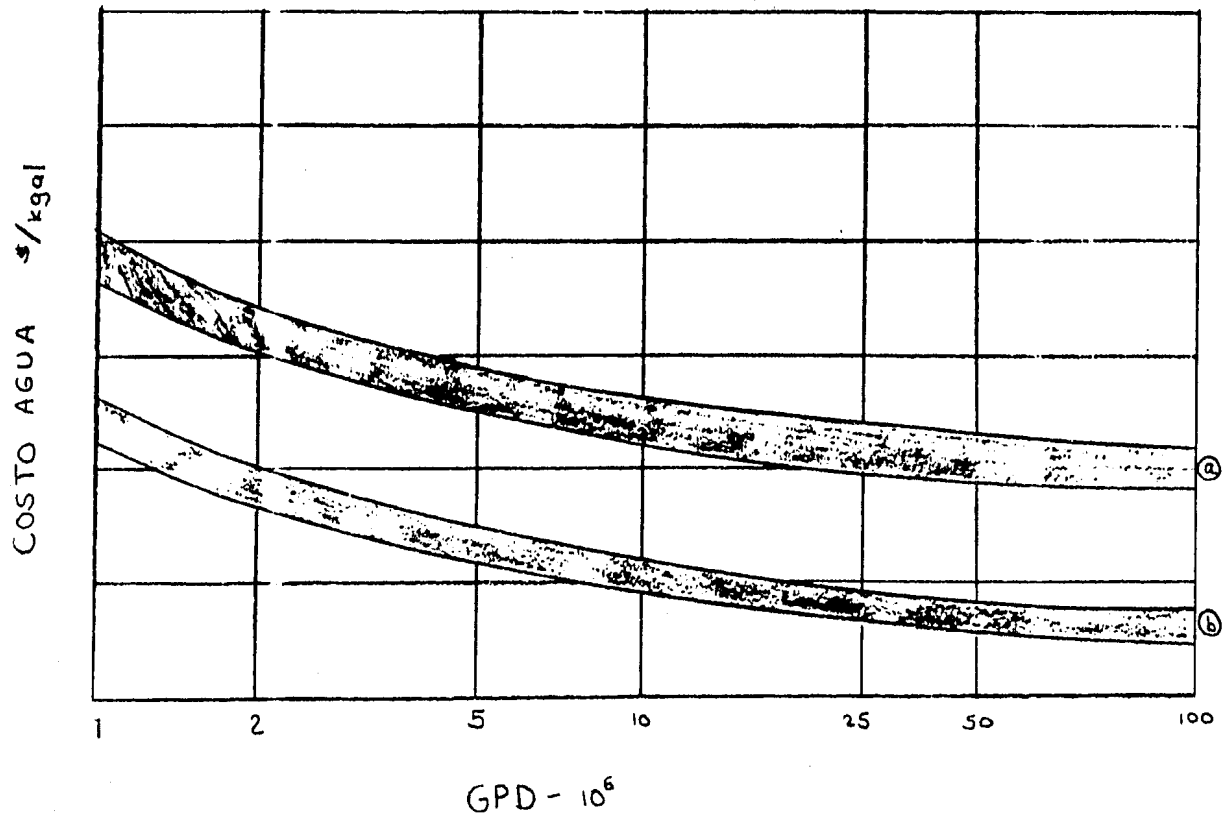
Debido a que la capacidad de una planta afecta los costos de operación se decidió clasificar las plantas en chicas, medianas y grandes de acuerdo a lo siguiente. Las plantas chicas serán las de una capacidad de 1-2.5 Mgd, las medianas son de 3.0-6.5 Mgd y las grandes serán de 7.0-50 Mgd.

La fig. (2.25) nos da una visión de como repercute la capacidad de la planta en el precio del producto.

En esta figura se muestran dos áreas de costo y capacidad.

Una corresponde a la generación de vapor, a partir de combustóleo - -  $(250 \text{ ¢}/10^6 \text{ BTU})^*$ , y la otra parte genera vapor, a través de una núcleo-

# DESTILACION MULTIETAPAS



169

(a) Vapor Generado por Combustible  
 (b) Vapor Generado por Planta Nuclear  
 R=12

FIGURA 2.25

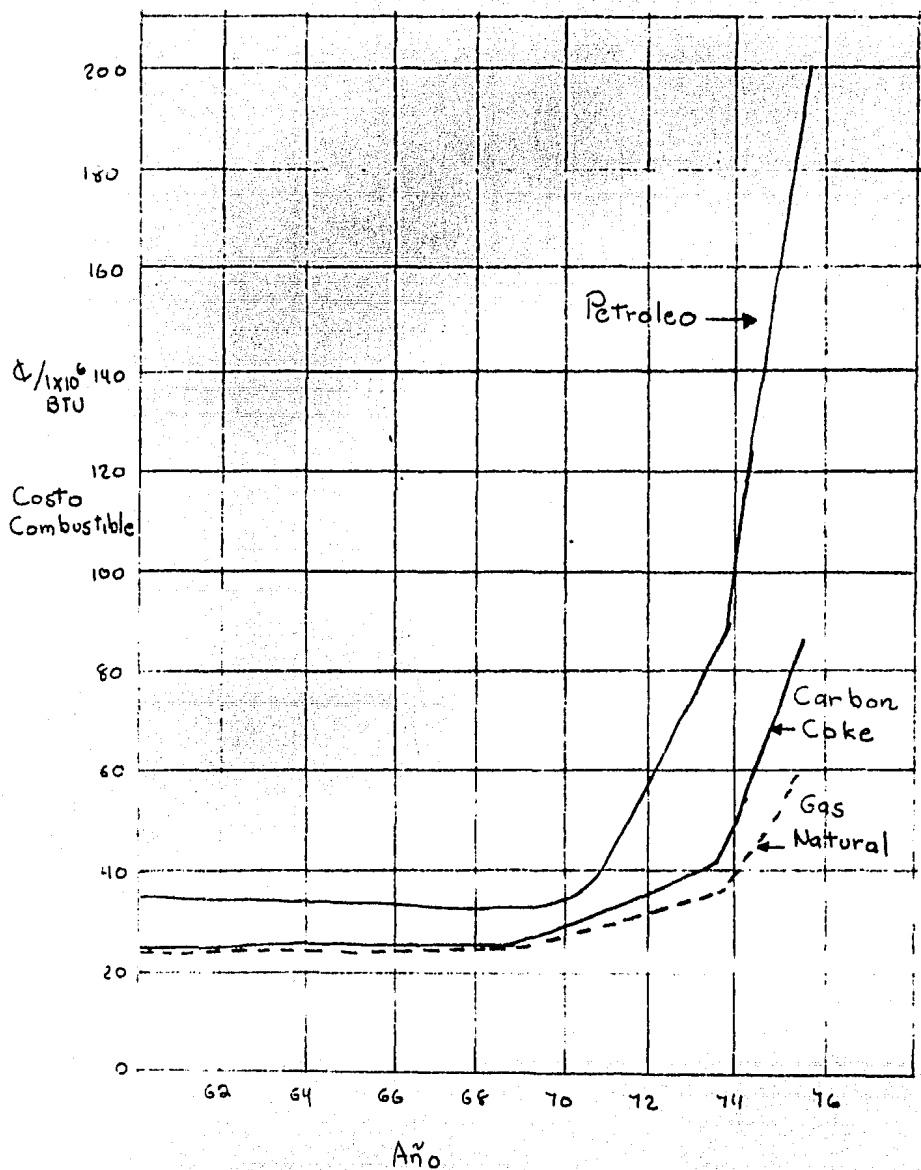


Fig 2.24 Costo de Combustibles

# OSMOSIS INVERSA - MEMBRANA ESPIRAL

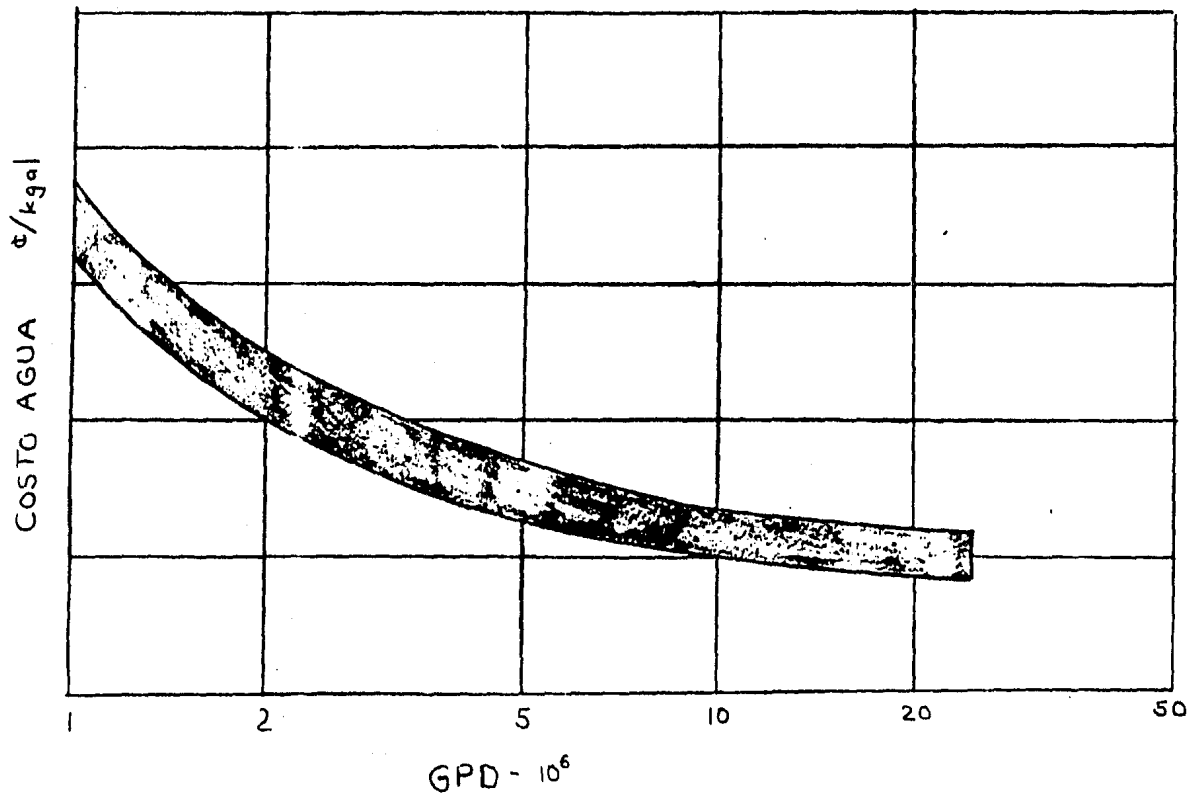
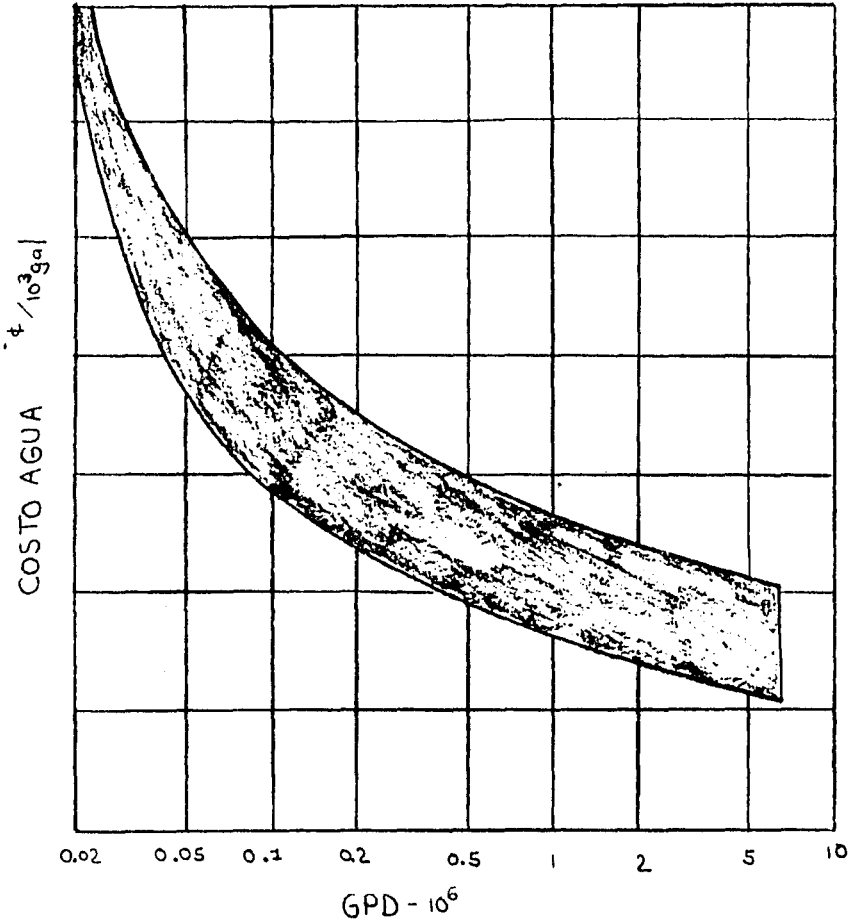


FIGURA 2.26

Aqua Alimentada 3000-5000 ppm (TSD)  
Agua Producto 250 ppm (TSD)  
TSD - Total Sólidos Disueltos

## OSMOSIS INVERSA - 2 ETAPAS



Agua Producto 200ppm (TSD)  
TSD - Total Solidos Disueltos

FIGURA 2.27

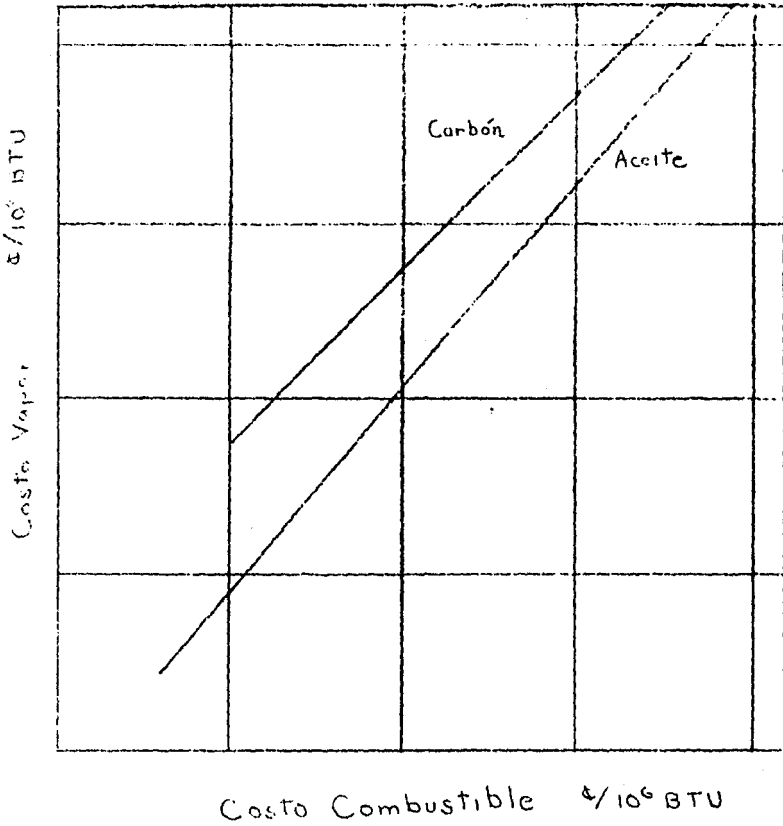


FIGURA 2.25

COSTO DE COMBUSTIBLE VS COSTO VAPOR



eléctrica ( $50 \text{ ¢}/10^6 \text{ BTU}$ ). Hay que aclarar que este vapor es de deshecho y tiene las siguientes características, vapor saturado  $205^\circ\text{F}$  y 33 psig.

Como se podrá observar de la fig. (2,25), a mayor capacidad menor resulta ser el costo del agua producto.

La fig. (2,26) plantea una situación similar para el proceso de ósmosis inversa, donde la energía eléctrica para las bombas nos sale a razón de  $2.2 \text{ ¢}/\text{kwh}$  con una agua producto de 250 ppm.

A continuación presentamos los costos de plantas donde se usa el proceso de multietapas. Se muestran estos costos para diferentes capacidades.

Entre las características que comparten es que todas tienen tratamiento de agua de alimentación con ácido sulfúrico, una relación de rendimiento de 12 y un factor de concentración de 2.

Items	Capacidad de Planta (Mgd)					
	1	5	10	25	50	100
Período de Construcción (meses)	18	20	24	36	36	42
Acres necesarios	2	3	4	11	13	23
Costos Directos						
Edificios	178	506	810	1418	2309	3527
Instalaciones Eléctricas	100	353	700	1650	3400	6700

Items	Capacidad de Planta (Mgd)					
	1	5	10	25	50	100
Grúas		4	4	5	6	30
Sistema de alimentación y de descarga.	158	410	1027	4345	7900	15010
Sub total	436	1273	2541	7418	13615	25277
Planta	3840	13250	23000	45000	80000	135000
T o t a l	4276	14523	25541	52418	93615	160277

## Costos Indirectos

Intereses de Construcción	177	1384	2800	8239	15756	31607
Costo del Proyecto	1587	5110	9200	20485	36409	62950
Capital de trabajo	37	141	277	660	1279	2542
Contingency	608	2116	3782	8180	14706	25738
T o t a l	2409	8751	16059	37564	68150	122837
Costo de \$/GPD	6.69	4.65	4.16	3.60	3.24	2.83

Costo de Operación y Man  
tenimiento.

Mano de obra de operación y mantenimiento.	100	128	240	400	550	1025
Administración	40	51	96	160	220	410
Material de mantenimiento	25	60	110	275	540	1050
Químicos	42	210	420	1050	2100	4200
Energía eléctrica	31	155	301	776	1551	3103
Vapor	108	538	1078	2694	5388	10776
Cargos fijos	768	2676	4784	10348	18603	32558
Total (usando energía nuclear)	1114	3818	7029	15703	28952	53122
Costo del agua producto S/Kgal.	3.59	2.46	2.27	2.03	1.87	1.71

Items	Capacidad de Planta (Mgd)					
	1	5	10	25	50	100
Usando Vapor generado por Combustóleo.						
T o t a l	1546	5970	11341	26479	50504	96226
Costo del agua producto	4.99	3.85	3.66	3.42	3.26	3.10

1. Todos los costos anteriores están en miles de dólares.
2. No se incluye el precio del terreno
3. Todos son costos de 1975.

La siguiente tabla muestra algunas de las comparaciones de costos y consumo de energía para algunos procesos.

	BTU/lb agua	kWh/1000 gal	Costo total energía \$/kgal.	
Osmosis Inversa	5-50	2	2.25	
Compresión de Vapor	30-58	5	3.25	
Multietapas sin recirculación.	83-333	14	1.36 - 1.46	
Multietapas con recirculación.	83-333	15-17	1.48 - 1.58	
Multiefecto	66-100	8	2.98 - 3.08	
Destilación Sencilla	1053	15-35	0.75 - 1.75	

	Costo Bombeo \$/Kgal	Costo Relativo del Equipo 250000 gal/ día    250000 gal/ día	
Osmosis Inversa	No disponible	1.8	1.4
Compresión de Vapor	No disponible	2.6	1.4
Multietapas sin recirculación.	0.30-0.40	2.1	1.0
Multietapas con recirculación.	0.40-0.50	2.3	0.9
Multiefecto	0.20-0.30	2.0	0.9
Destilación sencilla	0.75-1.75	-	-

De la tabla anterior se pueden analizar algunas de las ventajas y desventajas de algunos procesos. Por ejemplo: observamos que el proceso de ósmosis inversa es el que consume la menor cantidad de energía por libra de producto. Sin embargo vemos que es de los mas altos en cuanto a consumo de energía eléctrica. Esto se debe a que consume la - - energía más cara de todas.

Como se podrá observar la destilación sencilla resulta tener el mayor costo en cuanto a bombeo.

Podemos concluir que el proceso de multietapas es el más favorecido - en costo relativo de equipo, para grandes capacidades. Cualidad que hace a este proceso el líder mundial para manejar grandes capacidades.

### 3.0 Ejemplo Práctico.

#### 3.1 Programa de Balance:

A pesar de haber descrito ya la secuencia de cálculo para cada parte - del diseño, es necesario realizar un ejemplo, para poder entender el - uso de los programas y el método de optimización.

El ejemplo que se presenta, está basado en información obtenida de las necesidades de agua dulce.

#### CONDICIONES DE PROCESO:

FLUIDO = Agua dulce

FLUJO = 8500.00 lb/h (MD)

RELACION DE CONCENTRACION = 2.0 (CR)

RELACION DE RENDIMIENTO = 10 (R)

TEMPERATURA DE ENTRADA DE AGUA DE MAR = 65°F (Tc)

TEMPERATURA MAXIMA DE CALENTAMIENTO = 250°F (T B O)

TEMPERATURA DE SALIDA DE SALMUERA = 100°F (T B N)

TEMPERATURA DE AGUA PRODUCTO = 100°F (T B N)

MEDIO DE CALENTAMIENTO = Vapor Saturado

TEMPERATURA DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO = 280°F (Ts)

A continuación con los datos anteriores, podemos alimentar el programa de balance.

Como observamos, el programa empieza a dar los datos de las cámaras de

evaporación que calcula necesarias para cumplir lo pedido.

En esta primera sección del programa se imprimen los siguientes resultados:

"Temperatura de Salmuera": \_\_\_\_\_ Se refiere a la temperatura de salida de la salmuera que no se evaporó y pasa a la siguiente cámara ó es desechada.

"Destilado Obtenido": \_\_\_\_\_ Porción de agua que se evapora y se condensa.

"Destilado Obtenido hasta ahora": \_\_\_\_\_ Es el condensado obtenido en esa cámara más el condensado de cámaras anteriores, si es que las hay.

"Salmuera Sobrante": \_\_\_\_\_ Será la cantidad de salmuera que entra a la cámara, menos la que se evapora.

"Calor de Evaporación": \_\_\_\_\_ Es el calor de evaporación para la temperatura y presión de la cámara.

Una vez impresos todos los datos de la cámaras, el programa imprime la totalidad de destilado obtenido, así como la salmuera sobrante.

El siguiente dato calculado es " $T_2$ " que resulta ser, la temperatura a la que entra, la salmuera al calentador de vapor.

La siguiente temperatura será " $T_1$ " que es la temperatura de salida de-

la salmuera, de la sección de rechazo.

La tercer temperatura será " $T_6$ " que es la temperatura de entrada a la sección de recuperación.

Los siguientes resultados a imprimir son:

"Número de Cámaras Totales \_\_\_\_\_"

"Cámaras de Recuperación \_\_\_\_\_"

"Cámaras de Rechazo \_\_\_\_\_"

"Carga Térmica Total \_\_\_\_\_"

La carga térmica total, es la cantidad de calor transferido, por el vapor saturado a la salmuera, que entra a  $T_2$  y sale a  $T_{80}$ .

El siguiente bloque de resultados son las corrientes de agua de mar.

"M = \_\_\_\_\_"      " $M_{BD}$  = \_\_\_\_\_"

"MF = \_\_\_\_\_"      "MR = \_\_\_\_\_"

"MJ = \_\_\_\_\_"      "MRR = \_\_\_\_\_"

"MCW = \_\_\_\_\_"      "WS = \_\_\_\_\_"

Donde cada corriente está señalada en el diagrama de la hoja de datos.

Por último se dan los últimos datos, que son sales en las corrientes y sus concentraciones. Aquí en esta última parte no se dan todos los valores para cada corriente ya que con los dados fácilmente se pueden calcular los otros.

ESTE PROGRAMA CONSIDERA D.034403 LA  
CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR

TIME : .169

3  
RUN

INSIRTE LAS SIGUIENTES,TC,TEO,IBN,TS

5,25,100,280

INSERTE LOS SIGUIENTES MD,CR,R

2500,2,10

CAMARA NUMERO 1

TEMPERATURA DE SALMUERA 246.34746

F

DESTILADO OBTENIDO 23511.301 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 23511.301

LB/H

SALMUERA SOBANTE 6068421.8 LB/H

BTU/LB

CALOR DE EVAPORACION 947.95094

CAMARA NUMERO 2

TEMPERATURA DE SALMUERA 242.68293

F

DESTILADO OBTENIDO 23361.446 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 46872.749

LB/H

SALMUERA SOBANTE 6045060.4 LB/H

BTU/LB

CALOR DE EVAPORACION 950.34962

CAMARA NUMERO 3

TEMPERATURA DE SALMUERA 239.02439

F

DESTILADO OBTENIDO 23213.133 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 70085.881

LB/H

SALMUERA SOBANTE 6021847.3 LB/H

BTU/LB

CALOR DE EVAPORACION 952.73976

CAMARA NUMERO 4

TEMPERATURA DE SALMUERA 235.36586

F

DESTILADO OBTENIDO 23066.334 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 93152.215

LB/H

SALMUERA SOBANTE 5998780.9 LB/H

BTU/LB

CALOR DE EVAPORACION 955.12136

CAMARA NUMERO 5

TEMPERATURA DE SALMUERA 231.70732

F

DESTILADO OBTENIDO 22921.031 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 116073.25

LB/H

SALMUERA SOBANTE 5975859.9 LB/H

BTU/LB

CALOR DE EVAPORACION 957.49441

CAMARA NUMERO 6

TEMPERATURA DE SALMUERA 228.04879

F

DESTILADO OBTENIDO 22777.204 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 138850.45

LB/H

SALMUERA SOBANTE 5953082.8 LB/H

BTU/LB

CALOR DE EVAPORACION 959.85892

CAMARA NUMERO 7

TEMPERATURA DE SALMUERA 224.39025

F

DESTILADO OBTENIDO 22634.831 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 161485.28

LB/H

SALMUERA SOBANTE 5930447.9 LB/H

BTU/LB

CALOR DE EVAPORACION 962.21488

CAMARA NUMERO 8

TEMPERATURA DE SALMUERA 220.73172

F

DESTILADO OBTENIDO 22493.892 LB/H



DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 183979.17 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5907954.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 964.56229 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 9  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 217.07318 F  
 DESTILADO OBTENIDO 22354.369 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 206333.54 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5885599.8 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 966.90117 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 10  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 213.41465 F  
 DESTILADO OBTENIDO 22216.242 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 228549.78 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5863383.6 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 969.23149 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 11  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 209.75011 F  
 DESTILADO OBTENIDO 22079.492 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 250629.27 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5841304.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 971.55328 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 12  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 206.09758 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21944.101 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 272573.37 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5819360.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 973.86652 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 13  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 202.43904 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21810.049 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 294383.42 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5797550.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 976.1712 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 14  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 198.78051 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21677.319 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 316060.73 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5775872.8 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 978.46735 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 15  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 195.12197 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21545.893 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 337606.63 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5754326.9 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 980.75496 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 16  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 191.46344 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21415.755 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 359022.38 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5732911.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 983.03401 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 17  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 187.8049 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21286.886 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 360309.26 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5711624.3 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 985.30453 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 18  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 184.14637 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21159.27 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 401468.53 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5690465 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 987.5665 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 19  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 180.48783 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21032.891 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 422501.42 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5669432.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 989.81992 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 20  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 176.8293 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20907.732 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 443409.15 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5648524.4 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 992.0648 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 21  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 173.17076 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20783.777 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 464192.93 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5627740.7 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 994.30113 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 22  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 169.51223 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20661.011 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 484853.93 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5607079.7 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 996.52892 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 23  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 165.85369 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20539.416 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 505393.35 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5586540.3 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 998.74817 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 24  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 162.19516 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20418.983 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 525812.33 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5566121.4 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1000.9589 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 25  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 158.53662 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20299.691 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 546112.02 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5545821.7 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1003.161 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 26  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 154.87809 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20181.527 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 566293.54 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5525640.2 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1005.3546 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 27  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 151.21455 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20064.477 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 586358.02 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5505575.8 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1007.5397 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 28  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 147.56102 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19948.526 LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 106306.54	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5425627.3	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1009.7162	BTU/LB
CAMARA NUMERO 29	
TEMPERATURA DE SALMUERA 143.90248	F
DESTILADO OBTENIDO 19833.661	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 626140.2	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5465793.6	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1011.8842	BTU/LB
CAMARA NUMERO 30	
TEMPERATURA DE SALMUERA 140.24395	F
DESTILADO OBTENIDO 19719.867	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 645860.06	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5446073.6	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1014.0436	BTU/LB
CAMARA NUMERO 31	
TEMPERATURA DE SALMUERA 136.58541	F
DESTILADO OBTENIDO 19607.132	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 665467.19	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5426466.7	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1016.1945	BTU/LB
CAMARA NUMERO 32	
TEMPERATURA DE SALMUERA 132.92688	F
DESTILADO OBTENIDO 19475.442	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 684962.63	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5406971.3	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1018.3369	BTU/LB
CAMARA NUMERO 33	
TEMPERATURA DE SALMUERA 129.26634	F
DESTILADO OBTENIDO 19384.783	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 704347.41	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5387526.5	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1020.4707	BTU/LB
CAMARA NUMERO 34	
TEMPERATURA DE SALMUERA 125.60981	F
DESTILADO OBTENIDO 19275.143	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 723622.55	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5368311.4	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1022.5959	BTU/LB
CAMARA NUMERO 35	
TEMPERATURA DE SALMUERA 121.95127	F
DESTILADO OBTENIDO 19166.509	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 742789.05	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5349144.9	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1024.7126	BTU/LB
CAMARA NUMERO 36	
TEMPERATURA DE SALMUERA 118.29274	F
DESTILADO OBTENIDO 19058.868	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 761847.92	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5330886.1	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1026.8208	BTU/LB
CAMARA NUMERO 37	
TEMPERATURA DE SALMUERA 114.6342	F
DESTILADO OBTENIDO 18952.209	LB/H
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 780800.13	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 5311133.9	LB/H
CALOR DE EVAPORACION 1028.9204	BTU/LB
CAMARA NUMERO 38	
TEMPERATURA DE SALMUERA 110.97567	F
DESTILADO OBTENIDO 18846.519	LB/H

DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 799646.64	LB/H	
SALMUERA SOPRANTE 5292287.4	LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1031.0115	BTU/LB	184
CAMARA NUMERO 39		
TEMPERATURA DE SALMUERA 107.31713	F	
DESTILADO OBTENIDO 18741.786	LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 818388.42	LB/H	
SALMUERA SOPRANTE 5273545.6	LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1033.094	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 40		
TEMPERATURA DE SALMUERA 103.65559	F	
DESTILADO OBTENIDO 18637.999	LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 837026.41	LB/H	
SALMUERA SOPRANTE 5254907.7	LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1035.168	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 41		
TEMPERATURA DE SALMUERA 100.00006	F	
DESTILADO OBTENIDO 18535.145	LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 855561.55	LB/H	
SALMUERA SOPRANTE 5236372.6	LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1037.2334	BTU/LB	

CANTIDAD TOTAL DE DESTILADO Y CORRIENTE SALMUERA  
 DESTILADO 855561.55 LB/H  
 SALMUERA 5236372.6 LB/H

NUMERO DE ITERACIONES 2  
 I2= 236.12502 F

NUMERO DE ITERACIONES 2  
 I1= 77.478541 F

I= 93.442097 F  
 NUMERO DE CAMARAS TOTALES 41  
 CAMARAS DE RECUPERACION 39  
 CAMARAS DE RECHAZO 2  
 CARGA TERMICA TOTAL 78579539 BTU/H

CORRIENTES DE AGUA DE MAR (LB/H)

M= 4252613.3 MBD= 3152613.3  
 MF= 1700000 MR= 6091933.1  
 MJ= 5336371.6 MRR= 4391933.1  
 MC= 144433.5 WS= 84906.603

CALLS EN LAS CORRIENTES LB/H

PRS= 31515.15 MCWS= 58237.545  
 MFS= 31621.1 MRRS= 302894.05

3.2 Programa Coeficiente.

Una vez que hemos obtenido toda la información del programa balance - procedemos al uso del programa coeficiente.

Los primeros datos alimentados serán para la sección de recuperación. Estos datos se alimentarán en el siguiente orden:

1. Flujo por Cámara 6091933.1 lb/h:

Este flujo es la salmuera que entra a la primera cámara de la sección de recuperación. Se tomó este flujo por ser el mayor y así- obtener un dimensionamiento que asegure para toda la sección la - evaporación adecuada.

2. Inserte  $W_1$  (ft) y L (pulg)

15 ft 10 pulg.

$W_1$  es el ancho propuesto para la cámara.

L es la altura de la placa de choque

3. Inserte  $T_1, T_2, T_3$ .

$T_1$  es la temperatura a la que entra la salmuera por el condensador de la primera cámara de la sección de recuperación:

$$\text{Como } \Delta T_c = \frac{T_a - T_6}{\text{No Cámaras Recuperación}}$$

$$\Delta T_c = \frac{236.12 - 93.44}{39}$$

$$\Delta T_c = 3.658^\circ\text{F}$$

Por lo tanto  $T_2$  es la temperatura de salida del condensador en la

primera cámara.

$$T_2 = 236.12^\circ\text{F}$$

$$\therefore T_1 = 236.12 - 3.65$$

$$T_1 = 232.46^\circ\text{F}$$

La temperatura  $T_3$  será la temperatura de la salmuera a la salida de la primera cámara.

$$T_3 = 246.34^\circ\text{F}$$

4. Inserte  $T_{(11)}$ ,  $T_{(12)}$ ,  $T_{(13)}$

Es la misma situación a lo anterior excepto que serán para la última cámara de la sección de recuperación.

$$T_{(11)} = 93.44^\circ\text{F}$$

$$T_{(12)} = 93.44 + 3.658$$

$$= 97.09^\circ\text{F}$$

$$T_{(13)} = 107.31^\circ\text{F} \quad (\text{será la cámara 39})$$

5. Inserte ID y OD

ID = Diámetro interior de tubos (pulg)

OD = Diámetro exterior de tubos (pulg)

$$\text{ID} = 0.870 \text{ pulg} \quad \text{OD} = 1.0 \text{ pulg}$$

6. Inserte  $P_T$  y X

$P_T$  = Pitch de los tubos (pulg)

X = Distancia entre tubos (pulg)

$$P_T = 1.187 \quad X = 0.1875$$

## 7. Inserte A

A = Area exterior del tubo por pie de longitud ( $\text{ft}^2/\text{ft}$ )

$$A = 0.2618$$

8. Inserte  $C_1$  y  $C_2$ 

$C_1$   $C_2$  = Concentración de sales en la solución, (lb sólidos/lb solución) en la primera y última cámara.

$$C_1 = \text{XMRS}$$

$C_2$  = MRS / cantidad de salmuera última cámara

$$C_2 = 361515.15/5273545.6$$

$$C_2 = 0.0685$$

Alimentados los datos anteriores el programa coeficiente, procede a calcular las dimensiones mínimas para las cámaras.

Una vez que el programa da las dimensiones de la cámara este pide la longitud de los tubos por cámara.

Hay que recordar, que esta dimensión, exige un cierto criterio -- (ver Diseño de Cámara).

En este ejemplo la longitud será 16 ft.

A continuación incluimos el listado de los resultados para la sección de recuperación.

## Sección de Rechazo.

1. Número de Cámaras en Rechazo.

Serán aquí 2.

2. Flujo por tubos.

Será la cantidad M

$$M = 4852613.3 \text{ lb/h}$$

3. Inserte
- $T_c$
- y T B N

$$T_c = 65$$

$$T_{BN} = 100$$

4. Flujo por Cámara
- 5273545.6
- lb/h

5. Inserte
- $W_1$
- (ft) y L (pulg)

$$W_1 = 15 \quad L = 10$$

6. Inserte
- $T_1$
- ,
- $T_2$
- ,
- $T_3$

$$\Delta Tr = \frac{T_1 - T_c}{\text{No. Cámaras Rechazo}}$$

$$\Delta Tr = \frac{77.47 - 65}{2}$$

$$\Delta Tr = 6.23^\circ\text{F}$$

$$T_2 = T_1$$

$$T_2 = 77.47^\circ\text{F}$$



$$T_1 = 77.47 - 6.23$$

$$T_1 = 71.23^\circ\text{F}$$

$$T_3 = 103.65^\circ\text{F}$$

7. Inserte  $T_{(11)}$ ,  $T_{(12)}$ ,  $T_{(13)}$

$$T_{(11)} = 65^\circ\text{F}$$

$$T_{(12)} = 65 + 6.23$$

$$T_{(13)} = 71.23^\circ\text{F}$$

$$T_{(13)} = 100^\circ\text{F}$$

8. Inserte ID y OD

$$\text{ID} = 0.619 \text{ pulg}$$

$$\text{OD} = 0.75 \text{ pulg}$$

9. Inserte PT y X

$$\text{PT} = 0.9374 \text{ pulg}$$

$$X = 0.1875 \text{ pulg}$$

10. Inserte A

$$A = 0.516$$

11. Inserte  $C_1$  y  $C_2$

$$C_1 = 361515.15 / 5254907.7$$

$$C_1 = 0.0688$$

$$C_2 = 361515.15 / 5236372.6$$

$$C_2 = 0.069$$

>\_  
OLD:COEFICIENTE  
>\_  
RUN

SECCION DE RECUPERACION  
INSERTE EL FLUJO POR CAMARA (LL /H )

?  
6097553.1

INSERTE W1 (FT) Y L (PULG)

?  
15.70

INSERTE T1,T2,T3 (F)

?  
232.46,236.12,240.34

INSERTE T(11),T(12),T(13) (F)

?  
93.44,97.09,107.31

INSERTE ID Y OD (PULG)

?  
0.87,1.0

INSERTE PT Y X (PULG)

?  
1.137,0.1875

INSERTE A (FT2/FT)

?  
0.2612

INSERTE CONCENTRACIONES C1 Y C2 (LB SOLI/LB SOL)

?  
0.059,0.0685

DIMENSIONES TENTATIVAS DE CAMARA

ANCHO DE LA CAMARA= 180 PULGADAS  
LONGITUD DE CAMARA= 62.304015 PULGADAS

LONGITUD DE TUBOS ? (FT)

?  
16

AUMENTOS DE TEMPERATURA DE EBULLICION  
PRIMERA Y ULTIMA CAMARA

AUMENTO= 1.3321688 F

AUMENTO= 1.1770796 F

AUMENTO PROMEDIO 1.5546230 F

MTD= 10.38814 F

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS  
NTC= 906

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 3630.6944 FT2

VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 7.5676746 FT/SEC

NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ

NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 150

NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 7

NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 750

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735 PULGADAS

ALTO = 6.1478279 PULGADAS

NRE= 143125.23 PRANDTL= 2.115223

PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

192

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545387 LB/FT3  
 VISCOSIDAD .86316441 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .93036585 BTU/LE F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .37965661  
 I= 3

BTU/H FT2 (F/FT)

NRE= 61466.863 PRANDTL= 5.5359831  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 97.09

F

DENSIDAD 65.225981 LB/FT3  
 VISCOSIDAD 2.0960131 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .91724607 BTU/LE F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .34728426  
 I= 4

BTU/H FT2 (F/FT)

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS  
 NTC= 1002

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 4200.4763 FT2  
 VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 6.5406981 FT/SEC  
 NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
 NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 150  
 NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 6  
 NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 900

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735 PULGADAS  
 ALTO = 9.7478116 PULGADAS

NRE= 123699.05 PRANDTL= 2.1152238  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545387 LB/FT3  
 VISCOSIDAD .86316441 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .93036585 BTU/LE F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .37965661  
 I= 3

BTU/H FT2 (F/FT)

NRE= 53124.056 PRANDTL= 5.5359831  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 97.09

F

DENSIDAD 65.225981 LB/FT3  
 VISCOSIDAD 2.0960131 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .91724607 BTU/LE F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .34728426  
 I= 4

BTU/H FT2 (F/FT)

\*\*\*\*\* 31

\*\*\*\*\*

193

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 1049

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 4076.0317 FT2

VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 6.2476447 FT/SEC

NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ

NUMERO DE TUBOS POR HILERAS HORIZONTAL 110

NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 8

NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 900

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735

PULGADAS

ALTO = 9.7478116

PULGADAS

NPE= 118156.77 PRANDTL= 2.1152236

PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545307

LB/FT3

VISCOSIDAD .96316441

LB/FT H

CALOR ESPECIFICO .93036585

BTU/LB F

CONDUCTIVIDAD TERMICA .37965661

BTU/H FT2 (F/FT)

I= 3

NPE= 50743.254 PRANDTL= 5.5359831

PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 97.09

F

DENSIDAD 65.225981

LB/FT3

VISCOSIDAD 2.0960131

LB/FT H

CALOR ESPECIFICO .91724607

BTU/LB F

CONDUCTIVIDAD TERMICA .34728426

BTU/H FT2 (F/FT)

I= 4

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 1059

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 4478.2814 FT2

VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 6.1886491 FT/SEC

NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ

NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 150

NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 7

NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 1050

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735

PULGADAS

ALTO = 11.230707

PULGADAS

NRE= 117041.03 PRANDTL= 2.1152236

PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545307

LB/FT3

VISCOSIDAD .36312441 LB/FT<sup>3</sup>  
CALOR ESPECIFICO .93036585 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .37965661  
I= 3

19-  
BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

NRE= 50264.687 PRANDTL= 5.5359831  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 97.00

F

DENSIDAD 65.225981 LB/FT<sup>3</sup>  
VISCOSIDAD 2.0960131 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .91724607 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .34728426  
I= 4

BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 1076

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 4509.7223 FT<sup>2</sup>  
VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 6.0908731 FT/SEC  
NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 150  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 7  
NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 1050

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735 PULGADAS  
ALTO = 11.280707 PULGADAS

NRE= 115191.87 PRANDTL= 2.1152238  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545387 LB/FT<sup>3</sup>  
VISCOSIDAD .86316441 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .93036585 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .37965661  
I= 3

BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

NRE= 49470.542 PRANDTL= 5.5359831  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 97.00

F

DENSIDAD 65.225981 LB/FT<sup>3</sup>  
VISCOSIDAD 2.0960131 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .91724607 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .34728426  
I= 4

BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 1080

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 4524.6823 FT<sup>2</sup>  
VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 6.0683143 FT/SEC  
NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*

NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 10  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 7  
NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 1050

150

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735 PULGADAS  
ALTO = 11.280707 PULGADAS

NRE= 114765.23 PRANDTL= 2.1152230  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545387 LB/FT<sup>3</sup>  
VISCOSIDAD .86316441 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .93026585 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .37965661  
I= 3

BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

NPE= 49287.318 PRANDTL= 5.5359871  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 27.00

F

DENSIDAD 65.225961 LB/FT<sup>3</sup>  
VISCOSIDAD 2.0960131 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .91724607 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .34728426  
I= 4

BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS  
NTC= 1081

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 4528.4422 FT<sup>2</sup>  
VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 6.0627006 FT/SEC  
NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 150  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 7  
NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 1050

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735 PULGADAS  
ALTO = 11.280707 PULGADAS

NRE= 114659.06 PRANDTL= 2.1152230  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545387 LB/FT<sup>3</sup>  
VISCOSIDAD .86316441 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .93026585 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .37965661  
I= 3

BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

NPE= 49241.723 PRANDTL= 5.5359871

PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 57.00

F

DENSIDAD 65.225981 LB/FT<sup>3</sup>  
 VISCOSIDAD 2.0960131 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .91724607 BTU/LB F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .34722426 BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)  
 I= 4

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 1081  
 AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 4529.3318 FT<sup>2</sup>  
 VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 6.062706 FT/SEC  
 NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
 NUMERO DE TUBOS POR HILERAS HORIZONTAL 150  
 NUMERO DE TUBOS POR HILERAS VERTICAL 7  
 NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 1050

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.93735 PULGADAS  
 ALTO = 11.230707 PULGADAS

NPE= 114659.06 PRANDTL= 2.1152236  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 236.12

F

DENSIDAD 62.545387 LB/FT<sup>3</sup>  
 VISCOSIDAD .86316441 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .93036585 BTU/LB F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .37065661 BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)  
 I= 3

NRE= 49241.723 PRANDTL= 5.5359331  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 97.00

F

DENSIDAD 65.225981 LB/FT<sup>3</sup>  
 VISCOSIDAD 2.0960131 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .91724607 BTU/LB F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .34722426 BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)  
 I= 4

ESTE ES EL COEFICIENTE GLOEAL PARA RECUPERACION

U= 440.87782 BTU/H FT<sup>2</sup> F  
 CAIDA DE PRESION DE TUBOS POR CAMARA 1.1447312 LB/PULG  
 SECCION DE RECHAZO  
 NUMERO DE CAMARAS EN RECHAZO

?  
 ? ----  
 ?

FLUJO POR TUBOS (LB/H)

?  
 ? ----  
 452613.3  
 INSERTE TC , TPN (F)  
 ? ----



INSERTE EL FLUJO POR CAMARA (LB /H )

?  
5273543.6

INSERTE W1 (FT) Y L (PULG)

?  
15.13

INSERTE T1,T2,T3 (F)

?  
71.23,77.47,103.65

INSERTE T(11),T(12),T(13) (F)

?  
65.77,23,100

INSERTE ID Y OD (PULG)

?  
0.619,0.75

INSERTE PT Y X (PULG)

?  
0.9374,0.1875

INSERTE A (FT2/FT)

?  
0.516

INSERTE CONCENTRACIONES C1 Y C2 (LB SOLI/LB SOL)

?  
0.0688,0.069

DIMENSIONES TENTATIVAS DE CAMARA

ANCHO DE LA CAMARA= 193 PULGADAS  
LONGITUD DE CAMARA= 95.057289 PULGADAS

LONGITUD DE TUBOS ? (FT)

?  
8

AUMENTOS DE TEMPERATURA DE EBULLICION  
PRIMERA Y ULTIMA CAMARA

AUMENTO= 1.1559992 F  
AUMENTO= 1.134915 F  
AUMENTO PROMEDIO 1.1454571 F  
MTD= 28.033916 F

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 403

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 1667.5717 FT2  
VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 24.44637 FT/SEC

NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 190

NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL ?

NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 380

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.9375 PULGADAS  
ALTO = 2.8748267 PULGADAS

NRE= 113000.77 PRANDTL= 7.0192606  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 77.47 F

DENSIDAD 65.470467 LB/FT<sup>3</sup>  
 VISCOSIDAD 2.6302092 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .896556 BTU/LB F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .33595132 BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)  
 I= 3

NRE= 105251.86 PRANDTL= 7.6134659  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 71.23 F

DENSIDAD 65.535316 LB/FT<sup>3</sup>  
 VISCOSIDAD 2.8239659 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .89574399 BTU/LB F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .33224579 BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)  
 I= 4

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 303  
 AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 1564.3114 FT<sup>2</sup>  
 VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 25.722943 FT/SEC  
 NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
 NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 190  
 NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 2  
 NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 380

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.9375 PULGADAS  
 ALTO = 3.7671577 PULGADAS

NRE= 118901.6 PRANDTL= 7.0192606  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 77.47 F

DENSIDAD 65.470467 LB/FT<sup>3</sup>  
 VISCOSIDAD 2.6302092 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .896556 BTU/LB F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .33595132 BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)  
 I= 3

NRE= 110353.27 PRANDTL= 7.6134659  
 PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 71.23 F

DENSIDAD 65.535316 LB/FT<sup>3</sup>  
 VISCOSIDAD 2.8239659 LB/FT H  
 CALOR ESPECIFICO .89574399 BTU/LB F  
 CONDUCTIVIDAD TERMICA .33224579 BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)  
 I= 4

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 301  
 AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 1574.2554 FT<sup>2</sup>  
 VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 25.657971 FT/SEC

NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 190  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 2  
NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 380

199

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.9375 PULGADAS  
ALTO = 3.7671577 PULGADAS

NRE= 119525.75 PRANDTL= 7.0192606  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 77.47

F

DENSIDAD 65.470467 LB/FT3  
VISCOSIDAD 2.6302092 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .896556 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .33595132  
I= 3

BTU/H FT2 (F/FT)

NRE= 111435.17 PRANDTL= 7.6134659  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 71.23

F

DENSIDAD 65.535316 LB/FT3  
VISCOSIDAD 2.8239659 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .89574099 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .33224579  
I= 4

BTU/H FT2 (F/FT)

NUMERO DE TUBOS CALCULADOS

NTC= 381

AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA 1573.2441 FT2

VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS 25.857971 FT/SEC

NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL 190  
NUMERO DE TUBOS POR HILERA VERTICAL 2  
NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ 380

DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS

ANCHO= 177.9375 PULGADAS  
ALTO = 3.7671577 PULGADAS

NRE= 119525.75 PRANDTL= 7.0192606  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 77.47

F

DENSIDAD 65.470467 LB/FT3  
VISCOSIDAD 2.6302092 LB/FT H  
CALOR ESPECIFICO .896556 BTU/LB F  
CONDUCTIVIDAD TERMICA .33595132  
I= 3

BTU/H FT2 (F/FT)

AREA 11.00.10 P ANDITE 2.617659  
PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS

200

A LA SIGUIENTE TEMPERATURA 71.27

F

DENSIDAD 65.535316

LB/FT<sup>3</sup>

VISCOSIDAD 2.8236659

LB/FT H

CALOR ESPECIFICO .89574399

BTU/LB F

CONDUCTIVIDAD TERMICA .33224579

BTU/H FT<sup>2</sup> (F/FT)

I= 4

ESTE ES EL COEFICIENTE GLOBAL PARA RECUPERACION  
U= 582.97654 BTU/H FT<sup>2</sup> F

CAIDA DE PRESION DE TUBOS POR CAMARA 18.627331

LB/PULG

TIME : .379

>  
ALT

### 3.3 Optimización.

Se tomarán las condiciones de la primera cámara en la sección de recuperación.

Temperatura de salmuera = 246.34°F

Concentración de sólidos disueltos = 0.05943 lb sólidos/lb solución

Incremento en la temperatura de ebullición =  $\Delta = 1.93217^\circ\text{F}$

$T_v = 246.34146 - 1.93217 = 244.40929^\circ\text{F}$

$$\text{MTD} = \frac{236.12502 - 232.46649}{\ln \frac{244.40929 - 232.46649}{244.40929 - 236.12502}} = 10.00227$$

MTD = 10.00227°F

$$\text{MTD} = \frac{\Delta t_c}{\ln \theta} = 10.00227 = \frac{3.65853}{\ln \theta}$$

$$\ln \theta = 0.36577$$

$$\theta = 1.44162^\circ\text{F}$$

$$\theta = 1 + \Delta t_c / \text{TTD}$$

$$1.44162 = 1 + 3.6577 / \text{TTD}$$

$$\text{TTD} = 8.28239^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{BH}} &= \Delta t_{\text{st}} + A + \text{TTD} \\ &= 3.6577 + 1.93217 + 8.28239 \\ &= 13.87226^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{BH}} &= T_o - t_o = 250 - 236.12502 \\ &= 13.87498^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Ambas relaciones concuerdan razonablemente bien.

$$a_0 = \frac{\lambda}{N U \Delta t_c} = \frac{1000}{41 * 472 * 3.6583} = 0.01410$$

$$\begin{aligned} \frac{A}{F} &= a_0 N \ln \theta \\ &= 0.0141 * 41 * \ln 1.44162 \end{aligned}$$

$$\frac{A}{F} = 0.21145 (\text{ft}^2 / \text{lb h})$$

$$\frac{A}{F} = \frac{\lambda}{U \text{MTD}} = \frac{1000}{472 * 10.00227} = 0.21137$$

$$a_1 = \frac{1000}{\lambda} * \frac{\text{cpm}}{\text{cp}_{\text{BH}}} * \frac{\Delta t_{\text{st}}}{\Delta t_c} = \frac{1000}{1000} * \frac{0.930365}{0.931912} * 1$$

$$a_1 = 0.99834$$

$$a_2 = \frac{(\text{BPE}_0)}{N \Delta t_c} = \frac{1.93217}{41 * 3.6583} = 0.012882$$

$$\begin{aligned} a_3 &= \frac{\Delta t_{\text{st}}}{\Delta t_c} * (1 + \text{A B P E}) \\ &= (1 + 0.018737) \end{aligned}$$

$$a_3 = 1.018737$$

$$\frac{Q}{F} = \frac{1}{a_1} \left( a_2 + a_3/N + 1/(N(\theta-1)) \right)$$

$$\frac{Q}{F} = \frac{1}{0.99834} \left( 0.012882 + \frac{1.018737}{41} + 1/(41(1.44162-1)) \right)$$

$$\frac{Q}{F} = 0.092155 * 1000$$

$$\frac{Q}{F} = 92.155 \text{ BTU/lb}$$

$$\frac{Q}{F} = \frac{78\,579\,539}{855561.55} = 91.845 \quad \text{del balance de masa y energía}$$

ambas de nuevo tienen un acercamiento bueno.

$$\begin{aligned} \epsilon &= a_2/a_1 = 0.012882/0.99834 \\ &= 0.012903 \end{aligned}$$

$$C_s = 0.00134 \text{ } \$/\text{lb}$$

$$T_{\text{m}\ddot{a}\text{x}} = 250^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{BN}} = 100^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{tomando } Q/\text{d}\ddot{a}\text{a} &= 78\,579\,539 \text{ BTU/h} * 24 \text{ h/d}\ddot{a}\text{a} \\ &= 1,885,908,936 \text{ BTU/d}\ddot{a}\text{a} \end{aligned}$$

de figura 2.11

$$E_p^\circ = 0.24245$$

Se puede observar que el valor de  $E_p^\circ$  es leído de una parte estable la curva. 2.15B

$$\begin{aligned} E_p^\circ/c_s &= 0.24245/0.00134^{-4} \\ &= 180.75 \end{aligned}$$

$$\text{de la fig. 2.} \quad CR_{\text{op}} + = 1.95$$

$$J_p = 1.122 \text{ } \$/\text{lb h}$$

$$U = 472$$

SF	SP <sup>o</sup> (£/lb)	XJ	XE	PEF	EP	EP = a <sub>1</sub> Sp <sup>o</sup> XE
10	0.00116	1.046246	100	0.1255	0.2391	0.1158
13	0.00106	1.144948	165	0.097	0.2468	0.1746
16	0.000986	1.230878	252	0.080	0.2545	0.2481
19	0.000928	1.307807	360	0.065	0.2624	0.3335
22	0.000877	1.383860	490	0.055	0.2663	0.4290
25	0.000835	1.453467	630	0.049	0.2703	0.5252
28	0.000807	1.503898	790	0.044	0.2716	0.6365

SF<sub>opt</sub> de gráfica = 16.3

SP<sup>o</sup> de gráfica = 0.00098

$$XJ = 1.122 / (0.00098) (855561.55)^{1/2}$$

$$XJ = 1.2377$$

$$XE = 0.2424 / (0.99834 * 0.00098)$$

$$XE = 247.75$$

N<sub>opt</sub> câmaras 37

$$PEF_{opt} = 0.0885$$



$$AST_{opt} = \frac{250 - 100}{37} = 4.05^{\circ}F$$

$$\theta_{opt} = 1 + \frac{2}{(1 + 4 N^2/XE)^{1/2} - 1}$$

$$= 1 + \frac{2}{(1 + 4(37)^2/247.75)^{1/2} - 1}$$

$$\theta_{opt} = 1.52541$$

$$TTD_{opt} = \frac{\Delta t_c}{2} \left( \left( 1 + \frac{4 N^2}{XE} \right)^{1/2} - 1 \right)$$

$$= \frac{3.65853}{2} \left( \left( 1 + \frac{4 * 37^2}{247.75} \right)^{1/2} - 1 \right)$$

$$TTD_{opt} = 6.96319$$

$$NJ = (0.5 + BPE/AST) + (0.25 + \frac{C_g/U}{Ep^0/1000} * \frac{N}{AST})^{1/2}$$

$$= (0.5 + 1.93217/4.05) + (0.25 + 0.00404 * \frac{37}{4.05})^{1/2}$$

$$NJ = 1.512$$

$$NJ = 2$$

$$\Delta T_{BHopt} = \frac{AST}{2} \left( 1 + \left( 1 + \frac{4 N^2}{XE} \right)^{1/2} \right) + BPE$$

$$= \frac{4.05}{2} \left( 1 + \left( 1 + \frac{4 * 37^2}{247.75} \right)^{1/2} \right) + 1.93217$$

$$\Delta T_{BHopt} = 11.87^{\circ}F$$

$AST_{op}$  sección de rechazo

$$AST_{op} = \frac{\Delta T_{BH}}{NJ} = \frac{11.87}{2} = 5.93693$$

$$\begin{aligned}
 UPE_{\text{opt}} &= \frac{1}{a_1} \left( \frac{a_3 - 0.5}{N} + \left( \frac{1}{XE} + \frac{1}{4 N^2} \right)^{1/2} \right) \\
 &= \frac{1}{0.99834} \left( \frac{1.018737 - 0.5}{37} + \left( \frac{1}{247.75} + \frac{1}{4 \times 37^2} \right)^{1/2} \right)
 \end{aligned}$$

$$UPE_{\text{opt}} = 0.07910$$

$$\begin{aligned}
 R_{\text{opt}} &= \frac{a_1}{a_2 + \left( \frac{a_3 - 0.5}{N} \right) + \left( \frac{1}{XE} + \frac{1}{4 N^2} \right)^{1/2}} \\
 &= \frac{0.99834}{0.012882 + \frac{1.018737 - 0.5}{37} + \left( \frac{1}{247.75} + \frac{1}{4 \times 37^2} \right)^{1/2}}
 \end{aligned}$$

$$R_{\text{opt}} = 10.86$$

$$\left( \frac{Q}{F} \right)_{\text{opt}} = 1/R_{\text{opt}}$$

$$\left( \frac{Q}{F} \right)_{\text{opt}} = 0.09201$$

$$A_{\text{opt}} = F * a_0 * N \ln \left( 1 + \frac{2}{(1 + 4 N^2 / XE)^{1/2} - 1} \right)$$

$$= 855561.55 * 0.0141 * 37 * \ln \left( 1 + \frac{2}{(1 + 4 * 37^2 / 247.75)^{1/2} - 1} \right)$$

$$A_{\text{opt}} = 188\,475 \text{ ft}^2$$

La siguiente secuencia tiene por objeto demostrar que lo que resulta de la optimización es factible.

Número de Cámaras 37

Cámaras de rechazo 2

Cámaras de recuperación 35

$$\Delta T_x = \frac{250 - 100}{37} = 4.054^\circ\text{F}$$

$$MD = MR / (1 - (1 - \Delta T_x / \lambda)^n)$$

$$MR = 855,561.55 / (1 - (1 - 4.054/1000)^{37})$$

$$MR = 6130743 \text{ lb/h}$$

$$R = \frac{MD}{WS} = 10.86$$

$$10.86 = \frac{855,561.55}{w_s}$$

$$w_s = 78,781 \text{ lb/h}$$

$$Q_T = w_s \lambda s$$

$$Q_T = 78781 * 925.48$$

$$Q_T = 72910,239 \text{ BTU/H}$$

$$MF = (CR/CR-1) MD$$

$$= (1.95/0.95) 855561$$

$$MF = 1,756,151$$

$$MFS = 1756151 \times 0.034483$$

$$= 60557 \text{ lb/h}$$

$$CR = \frac{x \text{ MJS}}{x \text{ MFS}}$$

$$1.05 = \frac{x \text{ MJS}}{0.034483}$$

$$x \text{ MJS} = 0.06724 \text{ lb/h}$$

$$x \text{ M}_{RS} = \text{MJS}/\text{MR}$$

$$\text{MJ} = \text{MR} - \text{MD}$$

$$= 6130,743 - 855561$$

$$\text{MJ} = 5275182$$

$$\text{MJS} = \text{MJ} * x \text{ MJS}$$

$$= 5275182 * 0.06724$$

$$= 354703 \text{ lb/h}$$

$$x \text{ MRS} = 354703/6130743$$

$$x \text{ MRS} = 0.05785$$

$$\text{MJ} = \text{Mrr} + \text{Mcw}$$

$$\text{Mcw} = \text{MJ} - \text{Mrr}$$

$$= 5275182 - 4374592$$

$$\text{Mcw} = 900690 \text{ lb/h}$$

$$\text{Mrr} = \text{MR} - \text{MF}$$

$$= 6,130.743 - 1756151$$

$$= 4,374,592 \text{ lb/h}$$

$$a \text{ } 108,108^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 1032.64 \text{ BTU/lb}$$

$$a \text{ } 104.054$$

$$\lambda = 1034.94 \text{ BTU/lb}$$

$$a \text{ grosso modo destilado por câmara} = \frac{855561.55}{37}$$

$$= 23123 \text{ lb/h}$$

$$Q = (23123 * 1032.64) + (23123 * 1034.94)$$

$$Q = 47\ 808\ 652\ \text{BTU/h}$$

$$Q = M * CP * (T - T_c)$$

$$T_p = \frac{77.47 + 65}{2} = 71.235^\circ\text{F}$$

$$cp = 0.9559$$

$$M = Q/CP (T - T_c)$$

$$= 47\ 808\ 652/0.9559 * (77.47 - 65)$$

$$= 47\ 808\ 652/11.92$$

$$M = 4010,768\ \text{lb/h}$$

Calor promedio transferido por cámara

$$Q = MR * CP \Delta T$$

$$= 6130743 * 0.96 * (4.054)$$

$$Q = 23859870.54\ \text{BTU/h}$$

Comprobación del área

$$Q = U A \Delta T$$

$$23859870.84 = 473 A \times 10$$

$$A = 5044.37\ \text{ft}^2/\text{cámara}$$

$$A_T = 5044.37 * 37$$

$$= 186\ 641\ \text{ft}^2\ \text{área total}$$

$$A_T = 186\ 641\ \text{ft}^2$$

$$A_{T_{op}} = 188\ 475\ \text{ft}^2$$

Esta secuencia comprueba que la optimización exige condiciones reales.

Al comparar el área total necesaria, queda comprobado que la secuencia de cálculo es factible.

### 3.4 Simulación

La simulación pretende mostrar que estabilidad tienen las condiciones de proceso.

El programa de simulación se alimentará con los siguientes datos:

1. Temperatura de agua de mar  $T_c = 65^\circ\text{F}$
2. Temperatura máxima  $T_{BO} = 250^\circ\text{F}$
3. Dame el área de rechazo  $2236 \text{ ft}^2$
4. Dame el área de recuperación  $4229 \text{ ft}^2$
5. Dame el área del calentador  $7328 \text{ ft}^2$
6. Dame el valor de U en rechazo  $409 \text{ BTU/H ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$
7. Dame el valor de U en recuperación  $472 \text{ BTU/H ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$
8. Dame el valor de U en el calentador  $294 \text{ BTU/H ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$
9. Número de Cámaras en Recuperación y Rechazo 39, 2
10. Calor Específico de Recuperación y Rechazo 0.9172, 0.8957 (BTU/lb F)
11. Aumento de ebullición en recuperación y Rechazo 1.9321, 1.156
12. Valor del cociente de concentración 2
13. Agua de Mar Alimentada a la Planta 4851613.3 lb/h
14. Corriente de Alimentación a Cámaras 6091933.3 lb/h
15. Dame el valor del factor A 0.88

Una vez alimentados los datos anteriores el programa procede a correr, el siguiente listado muestra una corrida de simulación.

Después de cada vuelta se puede ir cambiando la temperatura.

La siguiente tabla muestra los resultados.

Bajo la opción C W P

TABLA I

Tc	40	50	70	80	90
M	422868	4454719	5001528	5328620	5701531
MR	5302611	5592420	6278879	6689509	7157659
T <sub>BO</sub>	250	250	250	250	250
T <sub>2</sub>	234.11	234.25	234.52	234.65	234.79
TS	278.49	280.16	284.11	286.47	289.017
Q	77245723	80768293	89126485	94133837	99848046
	926.57	925.45	922.78	921.17	919.34
WS	83367	87274	96584	102189	108608
T <sub>BN</sub>	60.34	70.24	89.89	99.72	109.55
MD	875702	876761	879297	880834	882587
T <sub>1</sub>	48.27	57.81	76.92	86.47	96.03
T <sub>6</sub>	50.96	60.57	79.80	89.41	99.03
T <sub>4</sub>	66.85	76.32	95.27	104.75	114.24
MF	1751405	1753522	1758595	1761668	1765175
M <sub>CW</sub>	875702	876761	879297	880834	882587
M <sub>RR</sub>	3551206	3838898	4520284	4927840	5392483
MD/WS	10.50	10.04	9.10	8.61	8.12



Resultados para la opción CSP.CSP

TABLA II

Tc	40	50	70	80	90
M	4533280	4653838	4924045	5076610	5243151
MR	5691044	5842393	6181608	6373137	6581915
T <sub>BO</sub>	250	250	250	250	250
T <sub>2</sub>	233.36	233.79	234.68	235.19	235.61
TS	282.45	282.64	283.01	283.33	283.54
Q	86849820	86847526	86842742	86844408	86842331
	923.82	923.69	923.41	923.22	923.11
WS	94011	94022	94045	94066	94075
T <sub>BN</sub>	61.38	70.83	89.69	99.09	108.49
MD	937816	914672	866191	840790	814380
T <sub>1</sub>	48.16	57.75	76.94	86.53	96.13
T <sub>6</sub>	51.09	60.65	79.77	89.32	98.87
T <sub>4</sub>	67.73	76.86	95.09	104.18	113.26
MF	1875633	1829344	1732382	1681580	1628761
MCW	937816	914672	866191	840790	814380
MRR	3815411	4013048	4449226	4691557	4953154
MD/WS	9.97	9.72	9.21	8.93	8.65

Una vez que se ha terminado, el programa deja la opción de simular con CWP (con una producción constante de agua producto) o CSP (con una cantidad - constante de vapor en el calentador). La opción OUT es para salirse del programa.

Se recomienda usar solo una opción (ya sea CWP o CSP) o simular varias -- temperaturas y salirse, la otra opción podrá usarse corriendo de nuevo el programa desde el principio.

A continuación se lista la opción CWP a 40°F.

\*\*\*\*\* S1

\*\*\*\*\*

CONCENTRACIONES LA SOLIDOS/LB SOLUCION

JMRS= 5.9343258E-02

XMJS= .068966

215

ESTE PROGRAMA CONSIDERA D-034463 LA  
CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR

TIME = .174

>  
CLD=SIMULA  
PROGRAM SIMULA NOT FOUND  
>  
CLD=SIMULACION  
>  
RUN

DAME LA TEMPERATURA DEL AGUA DE MAR =TC=(F)

? ----  
65

DAME LA TEMPERATURA MAXIMA TBO (F)

? ----  
250

DAME EL AREA DE RECHAZO ( FT2 )

? ----  
2236

DAME EL AREA DE RECUPERACION ( FT2 )

? ----  
4229

DAME EL AREA DEL CALENTADOR ( FT2 )

? ----  
7328

DAME LOS VALORES DE U1,U2,U3 ( BTU/H FT2 F)

? ----  
409,472,294

NUMERO DE CAMARAS EN RECUPERACION Y RECHAZO

? ----  
39,2

VALOR ESPECIFICO DE RECUPERACION Y RECHAZO (BTU/LB F)

? ----  
C.9772,0.8957

AUMENTO DE EBULLICION EN RECUPERACION Y RECHAZO (F)

? ----  
1.9321,1.156

I= 0

VALOR DEL COCIENTE DE CONCENTRACION

? ----  
2

AGUA DE MAR ALIMENTADA A LA PLANTA =M: (LB/H)

? ----  
4852613.3

CORRIENTE DE ALIMENTACION A CAMARAS =MR:(LB/H)

? ----  
6091933.3

DAME EL VALOR DEL FACTOR A

? ----  
C.88

\*\*\*\*\* S1

\*\*\*\*\*

CJ= .18774429  
 ER= .30039567  
 I2= 234.45667 F  
 LA CARGA TERMICA ES 86848660 BTU/H  
 SE= .31994337  
 ESTA ES LA TEMPERATURA DEL VAPOR 283.03816 F  
 ESTA ES LA CANTIDAD DE VAPOR WS 94051.259 LB/H  
 ESTA ES LA TEMPERATURA DE DESCARGA TBN 84.981354 F  
 I1= 72.144007 F  
 I6= 74.995302  
 I4= 90.538628 F  
 ESTA ES EL AGUA PRODUCTO MD 878691.37 LB/H  
 ESTAS SON ALGUNAS CORRIENTES (LB/H)  
 PF= 1757382.7 MCW= 878691.38 MRR= 4334550.6

216

SIGUIENTES OPCIONES SON CWP=1,CSP=2,OUT=0.

? ----

1  
DAME LOS VALORES DE TC Y MR

? ----

40,5300000  
VALORES PARA ITERACION NUMERO 1

TBN= 60.410891 MR= 5302427.8

J= 1

E= 4.5806603E-02

VALORES PARA ITERACION NUMERO 2

TBN= 60.416992 MR= 5302598.4

J= 2

E= 3.2190443E-03

RESULTADOS CON PRODUCCION CONSTANTE Y CAMBIOS EN TC

TBN= 60.416992 F MR= 5302598.4 LB/H

EJ= .21473476

ER= .33662742

I2= 234.11752 F

LA CARGA TERMICA ES 77245122 BTU/H

EB= .35787727

ESTA ES LA TEMPERATURA DEL VAPOR 278.4972 F

ESTA ES LA CANTIDAD DE VAPOR WS 83372.977 LB/H

ESTA ES LA TEMPERATURA DE DESCARGA TBN 60.418001 F

I1= 48.272442 F

I6= 50.970402

I4= 66.85288 F

ESTA ES EL AGUA PRODUCTO MD 875763.4 LB/H

ESTAS SON ALGUNAS CORRIENTES (LB/H)

PF= 1751526.8 MCW= 875763.41 MRR= 3551071.7

SIGUIENTES OPCIONES SON CWP=1,CSP=2,OUT=0.

? ----

? ----

TIME : .101

3\_  
RUN

217

DAME LA TEMPERATURA DEL AGUA DE MAR =TC: (F)

1 ----

:5

DAME LA TEMPERATURA MAXIMA TBO (F)

1 ----

250

DAME EL AREA DE RECHAZO ( FT2 )

1 ----

2238

DAME EL AREA DE RECUPERACION ( FT2 )

1 ----

4224

DAME EL AREA DEL CALENTADOR ( FT2 )

1 ----

7328

DAME LOS VALORES DE U1,U2,U3 ( BTU/H FT2 F)

1 ----

409,472,294

NUMERO DE CAMARAS EN RECUPERACION Y RECHAZO

1 ----

35,2

CALOR ESPECIFICO DE RECUPERACION Y RECHAZO (BTU/LB F)

1 ----

0.9772,0.8957

AUMENTO DE EBULLICION EN RECUPERACION Y RECHAZO (F)

1 ----

1.9321,1.156

I= 0

VALOR DEL COCIENTE DE CONCENTRACION

1 ----

2

AGUA DE MAR ALIMENTADA A LA PLANTA =M: (LB/H)

1 ----

4852613.3

CORRIENTE DE ALIMENTACION A CAMARAS =MR:(LB/H)

1 ----

6091933.3

DAME EL VALOR DEL FACTOR A

1 ----

0.88

EJ= .18974429

ER= .30039567

I2= 234.45667 F

LA CARGA TERMICA ES 86848660 BTU/H

CB= .31994337

ESTA ES LA TEMPERATURA DEL VAPOR 283.03816 F

ESTA ES LA CANTIDAD DE VAPOR WS 94051.259 LB/H

ESTA ES LA TEMPERATURA DE DESCARGA TBN 84.991354 F

I1= 72.144007 F

I6= 74.995302

I4= 40.538628 F

ESTA ES EL AGUA PRODUCTO MD 878691.37 LB/H

ESTAS SON ALGUNAS CORRIENTES (LB/H)

PF= 1757352.7 MCW= 878691.38 MRR= 4334550.6



12= 233.36654 F MR= 5691992.4 LB/H  
 J= 11  
 E= 2.9011151E-02  
 VALORES PARA ITERACION NUMERO 12

219

12= 233.35971 F MR= 5690341.1 LB/H  
 J= 13  
 E= 1.9237043E-02  
 VALORES PARA ITERACION NUMERO 13

12= 233.36292 F MR= 5691435.8 LB/H  
 J= 14  
 E= 1.2747223E-02  
 VALORES PARA ITERACION NUMERO 14

12= 233.36079 F MR= 5690710.3 LB/H  
 J= 15  
 E= 8.449077E-03  
 VALORES PARA ITERACION NUMERO 15

12= 233.3622 F MR= 5691191.1 LB/H  
 RESULTADOS CON CONSUMO CONSTANTE DE VAPOR  
 12= 233.3622 F  
 PR= 5691191.1 LB/H

EJ= .20167542

ER= .31777464

12= 233.36143 F

LA CARGA TERMICA ES 86852670 BTU/H

EB= .33015076

ESTA ES LA TEMPERATURA DEL VAPOR 282.56485 F

ESTA ES LA CANTIDAD DE VAPOR WS 94022.825 LB/H

ESTA ES LA TEMPERATURA DE DESCARGA TBN 61.391123 F

11= 48.161853 F

16= 51.101059

14= 67.739628 F

ESTA ES EL AGUA PRODUCTO MD 937912.09 LB/H

ESTAS SON ALGUNAS CORRIENTES (LB/H)

PF= 1875824.2 MCW= 937912.09 MRR= 3815366.9

SIGUIENTES OPCIONES SON CWP=1,CSP=2,OUT=0.

[ ----

TIME : .119

&gt;\_ ALT

#### IV Conclusión

Habiendo ya expuesto el desarrollo de este trabajo podremos ahora pasar a sacar algunas conclusiones.

Dentro de la secuencia de cálculo para el balance de masa y energía - podemos concluir que tal secuencia es sólida en toda su estructura -- desde el punto de vista térmico. Dentro del programa para esta tarea podemos decir que su única desventaja es que utiliza una correlación-empírica para calcular el número de cámaras de evaporación. Esto - - vuelve a tal programa (balance) inadecuado para diseñar plantas que - estén por debajo del rango de agua producto de 2.5-50 Mgd. Sin embargo el propósito del programa no era diseñar para cantidades menores.

Las razones son muy sencillas y consisten en que para necesidades menores a 2.5 Mgd el proceso de evaporación en multietapas no resulta - adecuado. Diseñar una planta de EM para tan pequeña demanda resulta- incosteable ya que se requerirían tubos de diámetro extremadamente pe queño para cumplir con los requerimientos de velocidad del agua de -- mar. Además el número de cámaras requeridas no justificarían el cos- to que sería muy alto comparada con un proceso donde solo se usará -- una sola cámara para obtener el agua deseada.

Los costos de operación además serían altos debido al bombeo de agua- que requiere una EM.



Olvidando el programa por lo tanto, podemos afirmar que se puede usar la secuencia de cálculo expuesta para el balance con gran confianza - para calcular alguna planta de EM donde se maneje una cantidad menor a la mínima y que además nos de otro criterio para fijar el número de cámaras. Por tanto el no usar la correlación empírica hace a la secuencia de balance lo suficiente flexible para aplicarse a un proceso de EM para cualquier capacidad.

En cuanto a la credibilidad de los resultados del programa de balance se puede consultar la tabla I donde se muestra que sus resultados proponen los diseños ya realizados y llevados a la construcción de plantas EM en varias partes del mundo.

El programa coeficiente ofrece las posibilidades de jugar con las dimensiones de las cámaras. Entre estas posibilidades están los diámetros de los tubos a usar, el ancho de la cámara y la longitud de los tubos así como el pitch usado en el arreglo de estos. Hay que recordar que en el programa, el arreglo está fijo y es del tipo triangular. Sin embargo realizando el cálculo manualmente el diseñador puede escoger el tipo de arreglo que mas le conforme.

La siguiente tabla A muestra una de las alternativas, que es la de ir variando las longitudes de los tubos.

De acuerdo con la Tabla A observamos que a medida que incrementa--

T A B L A A

Longitud tubos	Area por Cámara.	Nre	N Pr	U ft/s	Ug	AP/c	Apt
6 ft	7960	17483	3.82	1.29	251	0.0348	1.357
8 ft	6255	29667	3.82	2.19	319	0.115	4.485
10 ft	5761	40267	3.82	2.97	347	0.231	9.00
12 ft	5160	53951	3.82	3.99	387	0.479	18.681
14 ft	4779	67987	3.82	5.029	418	0.813	31.707
16 ft	4529	81950	3.82	6.062	441	1.184	46.176
18 ft	4229	98760	3.82	7.30	472	2.634	102.7

mos la longitud, el área por cámara va disminuyendo. Esto se puede traducir en un menor número de tubos.

Ahora, guiándonos por el Número de Reynolds vemos que a mayor turbulencia se da un mayor coeficiente global así como una mayor velocidad del fluido por tubos. La consecuencia de esto se traduce en una menor área de transferencia.

Si observamos de nuevo los resultados de la tabla, vemos que la longitud de tubos que cae dentro del rango de velocidades aceptables es de 12-18 ft. El área disminuye en un promedio del 6.5%, sin embargo a pesar de que el incremento de velocidad es de 1 ft/s para cada aumento de longitud la caída de presión no resulta ser tan lineal.

Este último detalle debe tomarse en consideración en relación a cuales son los costos de bombeo. Hay que hacer hincapié, que el diseñador deberá también fijar las longitudes de tubos; de tal manera, que las cámaras no resulten antiestéticas. Lo más recomendable es tener cámaras cuadradas tanto para la Sección de Rechazo y Recuperación, - además de ser lo más afines posible.

Regresando de nuevo a la secuencia de cálculo para el coeficiente -- global de transferencia y haz de tubos, no existe el uso de ninguna correlación dudosa ya que todo usado aquí es bien conocido por la -- gente que se dedica a diseñar equipos donde existe transferencia de-

calor. Las únicas relaciones nuevas serían las empleadas para estimar la longitud de la cámara de evaporación.

Tomando condiciones promedio para cada sección se evaluaron propiedades como densidad, calor específico, viscosidad y conductividad, estos valores promedio fueron los usados para calcular los coeficientes y -- caída de presión para el sistema.

Para esta secuencia podemos concluir que debido al uso de relaciones -- ya comprobadas los resultados aquí obtenidos son razonables.

En cuanto a la optimización podemos decir que esta se ha basado en su estructura básica en los primeros modelos desarrollados exclusivamente para plantas EM por Silver.

Aquí el modelo usado en esencia parte de tres grupos de términos que -- afectan el costo del agua producto. De los tres grupos, uno es cons-- tante quedando solo dos, para obtener su valor mínimo que a cambio nos dará el valor mínimo para la expresión de costo del agua producto.

Uno de los méritos del modelo usado aquí es que toma en cuenta tanto -- parámetros económicos constantes como variables.

De acuerdo a la tabla A podemos hacer una comparación, de que los -- resultados obtenidos por Balance y Coeficiente se acercan mucho a los

optimizados.

Como primera comparación está el área total de transferencia. Los cálculos optimizados nos indican un 11% más de área a la calculada. Esto a primera vista parece desconcertarnos, sin embargo, el cálculo de optimización solo requiere un total de 37 cámaras de evaporación. Esto en la práctica representa un ahorro en cuanto a costo de equipo, ya -- que el cálculo original requiere 4 cámaras adicionales con dimensiones promedio de 15 ft x 18 ft.

Así que invertir un 11% más en tubos, es mas barato que invertir un -- 11% más por cámaras de evaporación.

Observando la relación de rendimiento podemos ver que resulta mejor la que se optimizó, obteniendo una menor cantidad de vapor de calentamiento ( $W_{s_{op}} = 78\ 781\ \text{lb/h}$   $W_{s_{cal.}} = 84\ 906\ \text{lb/h}$ ). Representando ahorros adicionales a la operación de la planta.

Las relaciones de Q/F resultan ser muy similares, y esto dió como resultado que el cálculo original estuviera muy cercano a las condiciones de optimización.

Las caídas de temperatura a través de los tubos en los condensadores -- resultan mayores, esto da un mejor aprovechamiento en el precalentado, condensado y número de cámaras requeridas.

El cálculo optimizado, resulta tener una mayor gradiente de temperatura, para la sección de rechazo. Debido a esto se requiere una menor cantidad de agua de enfriamiento que en el cálculo original ( $M_{op} = 4010768 \text{ lb/h}$   $M_{cal} = 4852613 \text{ lb/h}$ ). Por lo tanto, esto representa un ahorro mas de energía en bombeo.

El parámetro  $\theta$  optimizado resulta de mayor valor que el calculado, esto da una prueba de la existencia de un mayor gradiente térmico para las condiciones optimizadas.

A pesar de lo valioso que resulta esta herramienta de optimización no debe uno olvidar que la decisión final corresponde al diseñador. -- Ejemplo de esto es que usando la longitud de 18 ft se obtiene una caída tremenda de presión, por lo tanto, la longitud ideal sería (ver -- tabla A ) de 16 ft ya que también cumple con las condiciones necesarias.

#### COMPARACION

##### Optimizado

$$\theta = 1.52541^\circ\text{F}$$

$$T_{TD} = 6.96319^\circ\text{F}$$

$$AT_{BH} = 11.87^\circ\text{F}$$

$$\Delta st = 4.05^\circ\text{F}$$

$$\Delta st_y = 5.936^\circ\text{F}$$

$$R = 10.86$$

$$Q/F = 92.01 \text{ BTU/lb}$$

$$A_{total} = 188\,475 \text{ ft}^2$$

$$N_{total} = 37$$

$$N_y = 2$$

##### Calculado

$$\theta = 1.44162^\circ\text{F}$$

$$T_{TD} = 8.28239^\circ\text{F}$$

$$AT_{BH} = 13.875^\circ\text{F}$$

$$\Delta st = 3.65853^\circ\text{F}$$

$$\Delta st_j = 3.65853^\circ\text{F}$$

$$R = 10$$

$$Q/F = 91.84 \text{ BTU/lb}$$

$$A_{total} = 169403 \text{ ft}^2$$

$$N_{total} = 41$$

$$N_y = 2$$

Los resultados de la simulación quedan en las gráficas .  
 Analizando los resultados de CWP (Producción Constante y Cambios en -  
 Temperatura) podemos ver que la máxima producción de agua producto es  
 lograda con los flujos máximos permisibles de agua recirculada y agua  
 de enfriamiento ( $M_{RR}$  y  $M$ ).

Es inevitable decir que trabajar a diferentes temperaturas de alimen-  
 tación, da como resultado el aumento de costos de bombeo, tanto de --  
 agua recirculada como de agua de enfriamiento, así como un mayor con-  
 sumo de vapor para lograr calentar el agua a su temperatura requerida  
 ó máxima. Como se puede ver, por cada 10°F de incremento en el agua -  
 alimentada, el consumo de vapor se incrementa en un 5.5%.

Sin duda podemos afirmar que operar bajo CWP nos producirá los costos  
 más elevados. Dado que el consumo de vapor y los incrementos de  $M$  y  
 $M_{RR}$  van ligados a cambios en  $T_c$  debemos, por lo tanto pensar siempre-  
 en diseñar un sistema que cuando pretenda trabajar bajo el régimen --  
 CWP, pueda tener un rango tolerable de consumo y costo de vapor. Así  
 como también un rango razonable en potencia de bombeo para  $M_{RR}$  y  $M$ .

Es el buen criterio del diseñador decidir cual de estos dos rangos re-  
 sulta el más crítico. Por esta razón es importante no solo determinar  
 cuanta agua producto realmente es necesaria sino también escoger debi-  
 damente los valores de  $CR$ ,  $R$ ,  $T_{BO}$  y  $T_{BN}$  ya que de estos dependen los-  
 balances de energía y masa.

La operación de la planta bajo la política del CSP (Consumo constante de vapor) resulta ser la opción realmente mas económica ya que las variaciones de  $M$  y  $M_{RR}$  son inclusive menores a las encontradas en CWP.

Es el régimen ideal de operación para plantas duales, o sea donde se genera energía eléctrica y se procesa el agua de mar, ya que no requiere adaptaciones especiales para manejar diferentes cantidades de vapor. Además la variación mínima resulta ser de solo un 8% menor al de diseño en cuanto al agua producto obtenida, siendo  $T_c = 90^\circ\text{F}$  cosa realmente improbable en la realidad.

Como ventaja, CSP produce una mayor cantidad de agua producto al bajar  $T_c$ , lo cual es común en algunas regiones geográficas.

Se debe también aclarar que la simulación es posible usando un solo valor de coeficientes globales, ya que estos solo llegan a variar hasta un 8% cuando el flujo de la corriente WR es variado hasta en un 30%.

La siguiente columna de resultados es una comparación entre aquellos obtenidos por el programa de Simulación y el programa Balance que es mas riguroso.

Simulación	Balance Original	% Diferencia
$M = 4852613 \text{ lb/h}$		
$M_R = 6091933 \text{ lb/h}$		
$T_c = 65^\circ\text{F}$		
$T_{BO} = 250^\circ\text{F}$		



Simulación	Balance Original	% Diferencia
$T_2 = 234.5^\circ\text{F}$	$T_2 = 236.12^\circ\text{F}$	
$TS = 283^\circ\text{F}$	$TS = 280^\circ\text{F}$	
$Q = 86\ 848\ 661\ \text{BUT/h}$	$Q = 78\ 579\ 539\ \text{BTU/h}$	10%
$WS = 94051\ \text{lb/h}$	$WS = 84906\ \text{lb/h}$	10%
$T_{BN} = 84.98^\circ\text{F}$	$T_{BN} = 100^\circ\text{F}$	15%
$M_D = 878\ 689\ \text{lb/h}$	$M_D = 855561\ \text{lb/h}$	3%
$T_1 = 72.14$	$T_1 = 77.41$	7%
$T_6 = 74.99$	$T_6 = 93.44$	20%
$MF = 1757379$	$MF = 1700\ 000$	3%
$MCW = 878689$	$MCW = 844438$	4%
$MRR = 4334553$	$MRR = 4391933$	1%

La secuencia de cálculo en Simulación, hace una suposiciones que a continuación veremos.

La suposición de  $T_1$  y  $T_6$  son muy cercanas aquí se hace palpable al comparar estos valores con los valores más exactos obtenidos en Balance.- Como consecuencia de estos las temperaturas ( $T_1$ ,  $T_6$ ,  $TS$  y  $T_{BN}$ ) son alteradas, llegando a variar hasta en un 20% del valor correcto. Esto - además se debe a la suposición de calores específicos constantes. Por lo tanto podemos decir que los perfiles de temperaturas obtenidos por Simulación no son confiables. Sin embargo nos sirven para apreciar -- cual será la variación de las temperaturas bajo diferentes condiciones de trabajo (ver tabla I y II ).

El balance de masa, para las corrientes por otra parte muestra variaciones de solo un 4% que es ya bastante confiable para poder trabajar. Al final es el balance de masa el que nos interesará mas, ya que involucra costos de bombeo así como los criterios para escoger adecuadamente las dimensiones de la cámara y tubos.

Podemos concluir que esta Simulación es una herramienta útil para predecir el comportamiento de una planta real.

Como conclusión final podemos decir que las secuencias de cálculo expuestas aquí cumplen con su objetivo. El cual reside en proporcionar un método sencillo para que se pueda diseñar ó evaluar una planta de evaporación en multietapas. Además de las secuencias, este trabajo es complementado con una exposición sobre materiales usados para la construcción de equipos así como criterios para su elección.

Tener nociones sobre cual es el pretratamiento del agua de mar así como algunas de sus mas importantes propiedades son indispensables para el diseño de una planta.

Como exposición final tocamos brevemente el tema de la contaminación y contemplamos los dos problemas básicos que consisten en la contaminación causada por las plantas y el hecho de manejar agua de alimentación ya contaminada.

C O M P A R A C I O N

<u>PLANTA</u>	<u>CAPACIDAD</u>	<u>No. DE CAMARAS</u>		<u>No. CAMARAS</u>	<u>RECHAZO</u>
Tijuana	1300000 lb/h	44	"46"	4	"2"
Jeddah	850000 lb/h	42	"41"	3	"2"
Hong Kong	2700000 lb/h	28	"25"	3	"3"

Los resultados entre asteriscos representan los valores obtenidos por el programa balance, los otros son los valores reales de las plantas ya existentes.

TESIS CON  
FALLAS DE ORIGEN

CLD: BALANCE  
>  
RUN

INSERTE LAS SIGUIENTES, TC, TEO, TBN, TS

PLANTA DE TIJUANA

?	
65,235,100,280	
INSERTE LOS SIGUIENTES MD, CR, R	
?	
1330300, 2, 11	
CAMARA NUMERO 1	
TEMPERATURA DE SALMUERA 232.06522	F
DESTILADO OBTENIDO 31516.985 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 31516.985	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10248642. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 957.26264	BTU/LB
CAMARA NUMERO 2	
TEMPERATURA DE SALMUERA 229.13044	F
DESTILADO OBTENIDO 31358.122 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 62375.167	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10217284. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 959.16074	BTU/LB
CAMARA NUMERO 3	
TEMPERATURA DE SALMUERA 226.19565	F
DESTILADO OBTENIDO 31200.67 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 94075.836	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10186084 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 961.05333	BTU/LB
CAMARA NUMERO 4	
TEMPERATURA DE SALMUERA 223.26037	F
DESTILADO OBTENIDO 31044.434 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 125120.27	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10155339. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 962.94043	BTU/LB
CAMARA NUMERO 5	
TEMPERATURA DE SALMUERA 220.32609	F
DESTILADO OBTENIDO 30889.46 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 156009.73	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10124150 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 964.82204	BTU/LB
CAMARA NUMERO 6	
TEMPERATURA DE SALMUERA 217.39131	F
DESTILADO OBTENIDO 30735.736 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 186745.46	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10093414. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 966.69813	BTU/LB
CAMARA NUMERO 7	
TEMPERATURA DE SALMUERA 214.45653	F
DESTILADO OBTENIDO 30583.246 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 217328.71	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10062831. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 963.56874	BTU/LB
CAMARA NUMERO 8	
TEMPERATURA DE SALMUERA 211.52174	F
DESTILADO OBTENIDO 30431.979 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 247760.69	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10023399. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 970.43383	BTU/LB
CAMARA NUMERO 9	

TEMPERATURA DE SALMUERA 205.52676	F
DESTILADO OBTENIDO 30251.917 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 270042.61	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10002117. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 972.29744	BTU/LB
CAMARA NUMERO 10	
TEMPERATURA DE SALMUERA 205.65218	F
DESTILADO OBTENIDO 30133.057 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 708175.66	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9971934.4 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 974.14755	BTU/LB
CAMARA NUMERO 11	
TEMPERATURA DE SALMUERA 202.7177	F
DESTILADO OBTENIDO 29905.37 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 230161.02	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9941999.1 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 975.99615	BTU/LB
CAMARA NUMERO 12	
TEMPERATURA DE SALMUERA 199.78262	F
DESTILADO OBTENIDO 29238.356 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 367999.88	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9912160.4 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 977.83927	BTU/LB
CAMARA NUMERO 13	
TEMPERATURA DE SALMUERA 196.54723	F
DESTILADO OBTENIDO 29693.5 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 397693.38	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9882457 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 979.67689	BTU/LB
CAMARA NUMERO 14	
TEMPERATURA DE SALMUERA 193.91305	F
DESTILADO OBTENIDO 29549.282 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 427242.66	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9852917.8 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 981.509 BTU/LB	
CAMARA NUMERO 15	
TEMPERATURA DE SALMUERA 190.97827	F
DESTILADO OBTENIDO 29406.202 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 456648.87	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9823511.6 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 983.33561	BTU/LB
CAMARA NUMERO 16	
TEMPERATURA DE SALMUERA 188.04349	F
DESTILADO OBTENIDO 29264.248 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 485913.11	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9794247.5 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 985.15672	BTU/LB
CAMARA NUMERO 17	
TEMPERATURA DE SALMUERA 185.10871	F
DESTILADO OBTENIDO 29123.396 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 515036.51	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9765124.1 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 986.97234	BTU/LB
CAMARA NUMERO 18	
TEMPERATURA DE SALMUERA 182.17392	F
DESTILADO OBTENIDO 28983.641 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 544026.15	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9730146.5 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 988.78247	BTU/LB
CAMARA NUMERO 19	

TEMPERATURA DE SALMUERA 179.23914 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20344.971 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 572865.12 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9707295.6 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 990.58708 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 20  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 176.30436 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20707.374 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 601572.48 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9678588.4 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 992.38621 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 21  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 173.36958 F  
 DESTILADO OBTENIDO 20570.839 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 630143.32 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9650017.6 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 994.17984 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 22  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 170.4348 F  
 DESTILADO OBTENIDO 28435.356 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 658578.67 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9621582.4 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 995.96796 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 23  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 167.50001 F  
 DESTILADO OBTENIDO 28300.913 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 686879.58 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9593281.5 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 997.75059 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 24  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 164.56523 F  
 DESTILADO OBTENIDO 28167.499 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 715047.07 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9565114.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 999.5277 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 25  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 161.63045 F  
 DESTILADO OBTENIDO 28035.103 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 743082.17 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9537079.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1001.2993 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 26  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 158.69567 F  
 DESTILADO OBTENIDO 27903.716 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 770985.88 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9509175.5 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1003.0655 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 27  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 155.76089 F  
 DESTILADO OBTENIDO 27773.326 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 798759.2 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9481402.3 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1004.8261 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 28  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 152.8261 F  
 DESTILADO OBTENIDO 27643.923 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 826403.13 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 9453758.4 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1006.5812 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 29

TEMPERATURA DE SALMUERA 149.89172	F
DESTILADO OBTENIDO 27515.497 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 353912.62	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9428247 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1008.3209	BTU/LB
CAMARA NUMERO 30	
TEMPERATURA DE SALMUERA 146.95674	F
DESTILADO OBTENIDO 27369.939 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 281306.65	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9392855 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1010.075 BTU/LB	
CAMARA NUMERO 31	
TEMPERATURA DE SALMUERA 144.02176	F
DESTILADO OBTENIDO 27261.537 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 262566.18	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9371597.5 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1011.3137	BTU/LB
CAMARA NUMERO 32	
TEMPERATURA DE SALMUERA 141.02690	F
DESTILADO OBTENIDO 27135.984 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 235704.15	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9344457.6 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1013.5468	BTU/LB
CAMARA NUMERO 33	
TEMPERATURA DE SALMUERA 138.15219	F
DESTILADO OBTENIDO 27011.368 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 262715.52	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9317446.4 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1015.2744	BTU/LB
CAMARA NUMERO 34	
TEMPERATURA DE SALMUERA 135.21741	F
DESTILADO OBTENIDO 26887.68 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 269603.2	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9293558.8 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1016.9966	BTU/LB
CAMARA NUMERO 35	
TEMPERATURA DE SALMUERA 132.23263	F
DESTILADO OBTENIDO 26764.912 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1016308.1	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9263793.9 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1018.7132	BTU/LB
CAMARA NUMERO 36	
TEMPERATURA DE SALMUERA 129.34785	F
DESTILADO OBTENIDO 26643.053 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1043011.2	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9237150.9 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1020.4244	BTU/LB
CAMARA NUMERO 37	
TEMPERATURA DE SALMUERA 126.41306	F
DESTILADO OBTENIDO 26522.095 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1069533.3	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9210621.9 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1021.13 BTU/LB	
CAMARA NUMERO 38	
TEMPERATURA DE SALMUERA 123.47326	F
DESTILADO OBTENIDO 26402.020 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1095925.3	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 9184226.9 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1023.8202	BTU/LB
CAMARA NUMERO 39	

\*\*\*\*\* CSI

\*\*\*\*\*

TEMPERATURA DE SALMUERA 100.0437	F	
DESTILADO OBTENIDO 76282.744 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1122210.1	LB/H	236
SALMUERA SOBRENTE 9157944.1 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1225.5042	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 40		
TEMPERATURA DE SALMUERA 117.60372	F	
DESTILADO OBTENIDO 26164.534 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1148322.6	LB/H	
SALMUERA SOBRENTE 9151779.6 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1027.214 BTU/LB		
CAMARA NUMERO 41		
TEMPERATURA DE SALMUERA 114.67304	F	
DESTILADO OBTENIDO 25047.025 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1174429.7	LB/H	
SALMUERA SOBRENTE 9105732.6 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1028.8276	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 42		
TEMPERATURA DE SALMUERA 111.73215	F	
DESTILADO OBTENIDO 25930.5 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1200360.2	LB/H	
SALMUERA SOBRENTE 9079802.1 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1030.5753	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 43		
TEMPERATURA DE SALMUERA 108.20477	F	
DESTILADO OBTENIDO 25214.759 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1226175	LB/H	
SALMUERA SOBRENTE 9053937.4 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1032.2484	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 44		
TEMPERATURA DE SALMUERA 105.86959	F	
DESTILADO OBTENIDO 25699.858 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1251874.8	LB/H	
SALMUERA SOBRENTE 9028287.6 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1033.9156	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 45		
TEMPERATURA DE SALMUERA 102.93471	F	
DESTILADO OBTENIDO 25585.789 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1277460.6	LB/H	
SALMUERA SOBRENTE 9002701.9 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1035.5773	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 46		
TEMPERATURA DE SALMUERA 100.00003	F	
DESTILADO OBTENIDO 25472.542 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1302933.1	LB/H	
SALMUERA SOBRENTE 8977229.4 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1037.2334	BTU/LB	

CANTIDAD TOTAL DE DESTILADO Y CORRIENTE SALMUERA  
 DESTILADO 1302933.1 LB/H  
 SALMUERA 8977229.4 LB/H

NUMERO DE ITERACIONES 2  
 T2= 223.4738 F



\*\*\*\*\* JS\_

\*\*\*\*\*

NUMERO DE ITERACIONES 2

T1= 78.598532 F

237

T= 94.343369 F

NUMERO DE CAMARAS TOTALES 46

CAMARAS DE RECUPERACION 44

CAMARAS DE RECHAZO 2

CARGA TERMICA TOTAL 1.1001524E+06 BTU/H

CORRIENTES DE AGUA DE MAR (LB/H)

M= 6115135.3 MD= 3515135.3

MF= 2600000 MR= 10230159.

MJ= 8977226.3 MR= 7680159.3

MCW= 1297067 WS= 113873.45

SALES EN LAS CORRIENTES LB/H

MRS= 619325.66 MCWS= 29453.522

MFS= 89655.8 MRRS= 529669.86

CONCENTRACIONES LB SOLIDOS/LB SOLUCION

XMRS= 0.0244753E-02

XMJS= .068966

ESTE PROGRAMA CONSIDERA 0.034483 LA  
CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR

TIME : .184

>  
ALT

>  
> BALANCE  
>  
RUN

INSERTE LAS SIGUIENTES, TC, TBO, TEN, TS

PLANTA JEDDAH  
SAUDI ARABIA

238

?  
65,250,100,280  
INSERTE LOS SIGUIENTES MD, CR, R  
?  
850000,1.9,10  
CAMARA NUMERO 1  
TEMPERATURA DE SALMUERA 246.34146  
DESTILADO OBTENIDO 23511.301 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 23511.301  
SALMUERA SOBRANTE 6068421.8 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 947.95094  
CAMARA NUMERO 2  
TEMPERATURA DE SALMUERA 242.68293  
DESTILADO OBTENIDO 23361.448 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 46872.749  
SALMUERA SOBRANTE 6045060.4 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 950.34762  
CAMARA NUMERO 3  
TEMPERATURA DE SALMUERA 239.02439  
DESTILADO OBTENIDO 23213.133 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 70085.881  
SALMUERA SOBRANTE 6021847.3 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 952.73976  
CAMARA NUMERO 4  
TEMPERATURA DE SALMUERA 235.36586  
DESTILADO OBTENIDO 23066.334 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 93152.215  
SALMUERA SOBRANTE 5998780.9 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 955.12136  
CAMARA NUMERO 5  
TEMPERATURA DE SALMUERA 231.70752  
DESTILADO OBTENIDO 22921.031 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 116073.25  
SALMUERA SOBRANTE 5975859.9 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 957.49441  
CAMARA NUMERO 6  
TEMPERATURA DE SALMUERA 228.04879  
DESTILADO OBTENIDO 22777.204 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 138850.45  
SALMUERA SOBRANTE 5953082.8 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 959.85892  
CAMARA NUMERO 7  
TEMPERATURA DE SALMUERA 224.39025  
DESTILADO OBTENIDO 22634.831 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 161485.28  
SALMUERA SOBRANTE 5930447.9 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 962.21488  
CAMARA NUMERO 8  
TEMPERATURA DE SALMUERA 220.73172  
DESTILADO OBTENIDO 22493.892 LB/H  
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 183979.17  
SALMUERA SOBRANTE 5907954.1 LB/H  
CALOR DE EVAPORACION 964.56229  
CAMARA NUMERO 9

F  
LB/H  
BTU/LB  
F  
LB/H  
BTU/LB  
F  
BTU/LB  
F  
LB/H  
BTU/LB  
F  
LB/H  
BTU/LB  
F  
LB/H  
BTU/LB  
F  
LB/H  
BTU/LB  
F  
LB/H  
BTU/LB

TEMPERATURA DE SALMUERA 217.40721  
 DESTILADO OBTENIDO 22354.367 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 106333.54  
 SALMUERA SOBRANTE 5385599.3 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 966.90117 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 10  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 213.41465 F  
 DESTILADO OBTENIDO 22216.243 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 223549.78 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5863393.6 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 969.23149 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 11  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 209.75611 F  
 DESTILADO OBTENIDO 22079.492 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 251629.27 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5841304.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 971.55328 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 12  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 206.09758 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21944.101 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 272573.37 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5819360.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 973.86652 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 13  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 202.43904 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21810.049 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 294383.42 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5797550.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 976.1712 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 14  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 193.78051 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21677.319 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 315060.73 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5775872.8 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 978.46735 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 15  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 195.12197 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21545.893 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 337606.63 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5754326.9 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 980.75496 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 16  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 191.46344 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21415.755 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 359022.38 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5732911.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 983.03401 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 17  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 187.8049 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21286.886 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 380309.26 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5711624.3 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 985.30453 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 18  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 184.14627 F  
 DESTILADO OBTENIDO 21159.27 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 401468.53 LB/H  
 SALMUERA SOBRANTE 5690465 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 987.5665 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 19

TEMPERATURA DE SALMUERA 130.48783	F	
DESTILADO OBTENIDO 21032.891 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 422501.42	LB/H	240
SALMUERA SOBRANTE 5669432.1 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 989.81992	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 20		
TEMPERATURA DE SALMUERA 176.8293	F	
DESTILADO OBTENIDO 20907.732 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 443409.15	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5648524.4 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 992.0648 BTU/LB		
CAMARA NUMERO 21		
TEMPERATURA DE SALMUERA 173.17076	F	
DESTILADO OBTENIDO 20783.777 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 464192.93	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5627740.7 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 994.30113	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 22		
TEMPERATURA DE SALMUERA 169.51223	F	
DESTILADO OBTENIDO 20561.017 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 484853.93	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5607079.7 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 996.52392	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 23		
TEMPERATURA DE SALMUERA 165.85369	F	
DESTILADO OBTENIDO 20539.413 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 505393.35	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5586540.3 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 998.74317	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 24		
TEMPERATURA DE SALMUERA 162.19516	F	
DESTILADO OBTENIDO 20418.983 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 525812.33	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5566121.4 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1000.9569	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 25		
TEMPERATURA DE SALMUERA 158.53662	F	
DESTILADO OBTENIDO 20299.691 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 546112.02	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5545221.7 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1003.161 BTU/LB		
CAMARA NUMERO 26		
TEMPERATURA DE SALMUERA 154.27809	F	
DESTILADO OBTENIDO 20181.527 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 565293.54	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5525640.2 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1005.3546	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 27		
TEMPERATURA DE SALMUERA 151.21955	F	
DESTILADO OBTENIDO 20064.477 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 586358.02	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5505575.8 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1007.5397	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 28		
TEMPERATURA DE SALMUERA 147.56102	F	
DESTILADO OBTENIDO 19948.526 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 606306.54	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5425627.3 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1009.7162	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 29		

TEMPERATURA DE SALMUERA 143.90247 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19330.661 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 626140.2 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5465793.6 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1011.8342 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 30  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 140.24395 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19719.867 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 645860.06 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5446073.8 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1014.0436 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 31  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 136.58541 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19607.132 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 665467.19 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5426466.7 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1016.1945 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 32  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 132.92688 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19495.442 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 684962.63 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5406971.3 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1018.3369 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 33  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 129.26834 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19384.783 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 704347.41 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5387586.5 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1020.4707 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 34  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 125.60981 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19275.143 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 723622.55 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5368311.4 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1022.5959 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 35  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 121.95127 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19166.509 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 742789.05 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5349144.9 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1024.7126 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 36  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 118.29274 F  
 DESTILADO OBTENIDO 19058.868 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 761847.92 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5330086.1 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1026.8208 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 37  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 114.6342 F  
 DESTILADO OBTENIDO 18952.209 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 780800.13 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5311133.9 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1028.9204 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 38  
 TEMPERATURA DE SALMUERA 110.97567 F  
 DESTILADO OBTENIDO 18846.519 LB/H  
 DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 799646.64 LB/H  
 SALMUERA SOBRENTE 5292287.4 LB/H  
 CALOR DE EVAPORACION 1031.0115 BTU/LB  
 CAMARA NUMERO 39

TEMPERATURA DE SALMUERA 107.01713	F	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 10741.736	LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 818388.42	LB/H	242
SALMUERA SOBRANTE 5273545.6	LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1033.074	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 40		
TEMPERATURA DE SALMUERA 103.65359	F	
DESTILADO OBTENIDO 18637.999	LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 837026.41	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5254907.7	LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1035.168	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 41		
TEMPERATURA DE SALMUERA 100.00006	F	
DESTILADO OBTENIDO 18535.145	LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 855561.55	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 5236372.6	LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1037.2334	BTU/LB	

CANTIDAD TOTAL DE DESTILADO Y CORRIENTE SALMUERA  
 DESTILADO 855561.55 LB/H  
 SALMUERA 5236372.6 LB/H

NUMERO DE ITERACIONES 2  
 T2= 236.12502 F

NUMERO DE ITERACIONES 2  
 T1= 78.643988 F

T= 93.442097 F  
 NUMERO DE CAMARAS TOTALES 41  
 CAMARAS DE RECUPERACION 39  
 CAMARAS DE RECHAZO 2  
 CARGA TERMICA TOTAL 78579539 BTU/H

CORRIENTES DE AGUA DE MAR (LB/H)

M= 4437987.8 MBD= 2643543.4  
 MF= 1794444.4 MR= 6091933.1  
 MJ= 5236371.6 MRR= 4297488.7  
 MCW= 938882.88 WS= 84906.603

SALES EN LAS CORRIENTES LB/H

MRS= 343439.4 MCWS= 61513.447  
 MFS= 61877.827 MRRS= 281561.57

CONCENTRACIONES LB SOLIDOS/LB SOLUCION

XMRS= 5.6376095E-02 XMJS= .0655177

ESTE PROGRAMA CONSIDERA 0.034477 LA  
CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR

243

TIME : .166

>  
ALT

123456789012345678901234567890123456789012345678901234567890

\*\*\*\*\* 054

\*\*\*\*\*

>  
\_  
OLD: BALANCE  
>  
\_  
RUN

PLANTA DE HONG KONG

INSERTE LAS SIGUIENTES, TC, TEO, TEN, TS

?  
\_ \_ \_ \_  
65,252,100,280

INSERTE LOS SIGUIENTES MD, CP, R

?  
\_ \_ \_ \_  
2700000,2,7

CAMARA NUMERO 1	
TEMPERATURA DE SALMUERA 245.90	F
DESTILADO OBTENIDO 122426.28 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 122426.28	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 18970997 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 943.2277 BTU/LB	
CAMARA NUMERO 2	
TEMPERATURA DE SALMUERA 239.34	F
DESTILADO OBTENIDO 121132.86 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 243559.13	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 18649260 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 952.20766	BTU/LB
CAMARA NUMERO 3	
TEMPERATURA DE SALMUERA 233.76	F
DESTILADO OBTENIDO 119851.39 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 263420.52	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 13729990 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 956.16402	BTU/LB
CAMARA NUMERO 4	
TEMPERATURA DE SALMUERA 227.60	F
DESTILADO OBTENIDO 118611.36 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 462031.88	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 13611388 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 960.0968 BTU/LB	
CAMARA NUMERO 5	
TEMPERATURA DE SALMUERA 221.6 F	
DESTILADO OBTENIDO 117382.3 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 59414.18	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 18494005 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 964.00596	BTU/LB
CAMARA NUMERO 6	
TEMPERATURA DE SALMUERA 215.52	F
DESTILADO OBTENIDO 116173.71 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 715587.89	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 18377332 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 967.89153	BTU/LB
CAMARA NUMERO 7	
TEMPERATURA DE SALMUERA 209.44	F
DESTILADO OBTENIDO 114935.14 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 830573.03	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 18262347 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 971.75349	BTU/LB
CAMARA NUMERO 8	
TEMPERATURA DE SALMUERA 203.36	F
DESTILADO OBTENIDO 113816.15 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 944389.17	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 18149031 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 975.59137	BTU/LB
CAMARA NUMERO 9	



TEMPERATURA DE SALMUERA 157.28	F
DESTILADO OBTENIDO 112666.27 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1057055.5	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 10036365 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 979.40662	BTU/LB
CAMARA NUMERO 10	
TEMPERATURA DE SALMUERA 171.2 F	
DESTILADO OBTENIDO 111535.13 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1168590.6	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17924830 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 993.1978 BTU/LB	
CAMARA NUMERO 11	
TEMPERATURA DE SALMUERA 185.12	F
DESTILADO OBTENIDO 110422.22 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1279012.8	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17014407. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 986.96536	BTU/LB
CAMARA NUMERO 12	
TEMPERATURA DE SALMUERA 179.04	F
DESTILADO OBTENIDO 109327.32 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1388340.2	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17705080 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 993.70934	BTU/LB
CAMARA NUMERO 13	
TEMPERATURA DE SALMUERA 172.96	F
DESTILADO OBTENIDO 108249.87 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1496590.	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17596830. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 994.4297 BTU/LB	
CAMARA NUMERO 14	
TEMPERATURA DE SALMUERA 166.23	F
DESTILADO OBTENIDO 107189.55 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1603779.6	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17489641 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 998.12649	BTU/LB
CAMARA NUMERO 15	
TEMPERATURA DE SALMUERA 160.8 F	
DESTILADO OBTENIDO 106145.99 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1709925.5	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17383495 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1001.7997	BTU/LB
CAMARA NUMERO 16	
TEMPERATURA DE SALMUERA 154.72	F
DESTILADO OBTENIDO 105118.83 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1815044.4	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17278376. LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1005.4492	BTU/LB
CAMARA NUMERO 17	
TEMPERATURA DE SALMUERA 148.64	F
DESTILADO OBTENIDO 104107.73 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 1919152.1	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17174269 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1009.0752	BTU/LB
CAMARA NUMERO 18	
TEMPERATURA DE SALMUERA 142.56	F
DESTILADO OBTENIDO 103112.34 LB/H	
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2022264.4	LB/H
SALMUERA SOBRANTE 17071157 LB/H	
CALOR DE EVAPORACION 1012.6776	BTU/LB
CAMARA NUMERO 19	

\*\*\*\*\* SS4

\*\*\*\*\*

TEMPERATURA DE SALMUERA 136.48	F	
DESTILADO OBTENIDO 102132.33 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2124396.8	LB/H	246
SALMUERA SOBRANTE 16969024. LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1016.2564	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 20		
TEMPERATURA DE SALMUERA 130.4 F		
DESTILADO OBTENIDO 101167.33 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2225564.1	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 16667357 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1019.8115	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 21		
TEMPERATURA DE SALMUERA 124.32	F	
DESTILADO OBTENIDO 100217.19 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2325781.3	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 16767640 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1023.3431	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 22		
TEMPERATURA DE SALMUERA 118.24	F	
DESTILADO OBTENIDO 99291.434 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2425062.7	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 16668359 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1026.8511	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 23		
TEMPERATURA DE SALMUERA 112.16	F	
DESTILADO OBTENIDO 98359.825 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2523422.5	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 16569999 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1030.3355	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 24		
TEMPERATURA DE SALMUERA 106.08	F	
DESTILADO OBTENIDO 97452.076 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2620974.6	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 16472547 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1033.7963	BTU/LB	
CAMARA NUMERO 25		
TEMPERATURA DE SALMUERA 100. F		
DESTILADO OBTENIDO 96557.899 LB/H		
DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA 2717432.5	LB/H	
SALMUERA SOBRANTE 16375989 LB/H		
CALOR DE EVAPORACION 1037.2335	BTU/LB	

CANTIDAD TOTAL DE DESTILADO Y CORRIENTE SALMUERA  
 DESTILADO 2717432.5 LB/H  
 SALMUERA 16375989 LB/H

NUMERO DE ITERACIONES 2  
 T2= 232.03298 F

NUMERO DE ITERACIONES 2  
 T1= 94.145034 F

T= 98.272984 F

\*\*\*\*\* US4

\*\*\*\*\*

NUMERO DE CAMARAS TOTALES 27

CAMARAS DE RECUPERACION 27

CAMARAS DE RECHAZO 1

CARGA TERMICA TOTAL 3.5439968E+06

BTU/H

247

CORRIENTES DE AGUA DE MAR (LB/H)

M= 14502590. MCD= 9102590.3

MF= 5400000 MR= 19992410

MJ= 16375967 MRR= 13693419

MCW= 2682567.9 MRS= 362924.41

SALES EN LAS CORRIENTES LB/H

MRS= 1130568.5 MCWS= 155005.97

MFS= 136202.2 MRRS= 944380.34

CONCENTRACIONES LB SOLIDOS/LB SOLUCION

XMRS= 5.9213519E-02

XMJS= .068966

ESTE PROGRAMA CONSIDERA 0.034483 LA  
CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR

TIME : .133

>  
ALT

## A.O A P E N D I C E A

El Agua de Mar.

El agua de mar es una solución acuosa que contiene una variedad de sólidos y gases disueltos. Algunas de las sustancias disueltas existen en concentraciones muy altas mientras que otras están presentes en cantidades mínimas.

La concentración absoluta del total de sólidos disueltos varía de una región geográfica a otra. Sin embargo podemos decir que la composición es generalmente uniforme en todo el mar.

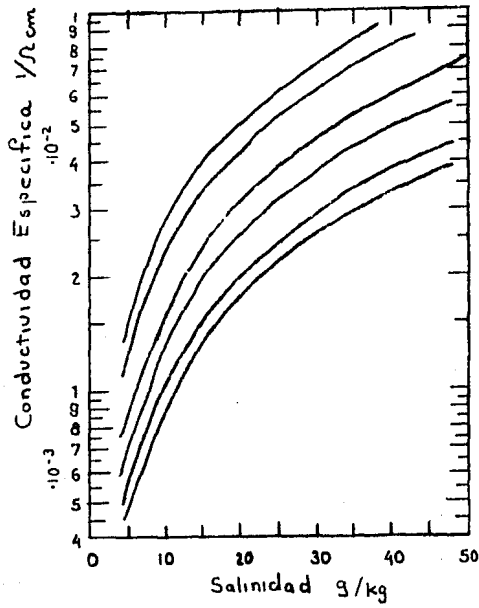
En ciertos lugares el contenido de sólidos disueltos es afectado por la velocidad existente de evaporación ó por la desembocadura de ríos.

La siguiente tabla contiene los valores característicos del total de sólidos disueltos.

Tabla 2.1.

Mar Báltico	$7 \times 10^{-3}$ lb/lb.sol.	Océano Pacífico	$3.36 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.
Mar Caspio	$1.35 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.	Océano Atlántico	$3.6 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.
Mar Negro	$2.0 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.	Mar Mediterráneo	$3.9 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.
Mar Blanco	$2.8 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.	Mar Rojo	$4.3 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.
Mar Adriático	$2.9 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.	Kara Bogaz	$16.4 \times 10^{-2}$ lb/lb.sol.

\* gramos de sólidos disueltos por kilogramo de agua de mar.



Conductividad

Figura A.1

La naturaleza compleja de las sustancias disueltas en el agua de mar - requieren de técnicas especialmente desarrolladas para determinar la - concentración de cualquiera de sus componentes. Los métodos estándar - para el análisis cuantitativo del agua y soluciones electrolíticas no - pueden ser aplicados sin primero revisar su exactitud. Refiriéndonos - desde luego a la determinación de elementos en concentraciones extrema - damente pequeñas, ya que las impurezas de los reactivos pueden llegar - a exceder hasta en varias veces la concentración de los elementos que - nos interesa determinar en el agua de mar.

Los métodos químicos y procedimientos fueron dados por Grass hoff - -- Strickland y Parsons.

#### A.1 Pruebas Físicas:

Las pruebas físicas deben conformar lo siguiente:

- a) determinación del pH; b) conductancia específica
- c) densidad; d) turbidez; e) temperatura

El método mas común para determinar el pH es con un potenciómetro. Te - niendo el agua de mar un pH promedio de 8.1.

La conductancia específica del agua de mar a 20°C (68°F) es de  $4.8 \times 10^{-2}$  /ohm. cm y a una salinidad de 35 g/kg de agua de mar. ( $3.5 \times 10^{-2}$  lb/lb sol).

La fig. (A1) nos correlaciona la conductancia específica con la salinidad.

Para tener una determinación aproximada de la gravedad específica el uso de un hidrómetro en el rango adecuado es mas que suficiente. También usando cambios de frecuencia de resonancia podremos obtener una lectura con una exactitud de  $\pm 1.56 \times 10^{-4}$  lb/ft<sup>3</sup> a 69°F la densidad del agua de mar resulta ser de 63.93 lb/ft<sup>3</sup>.

La siguiente fig. (2.2) nos da la densidad como una función de la temperatura y salinidad (la salinidad de agua normal se considera como de 34.483 g/kg sol. ( $3.4483 \times 10^{-2}$  lb/lb sol.)).

Para la toma de temperatura, es mas que suficiente el uso de un termómetro de mercurio, expresando la temperatura en °C (0 °F) hasta la décima (0.1) mas cercana.

La turbidez puede determinarse usando un fotómetro ó algún instrumento similar.

## A.2 Propiedades Físicas y Termodinámicas.

Las siguientes propiedades del agua de mar fueron determinadas por el OSW (Office of Saline Water) en condiciones de operación reales y en diferentes plantas así como bajo condiciones controladas en el laboratorio.

Los valores obtenidos fueron graficados para un rango de temperaturas y concentraciones diferentes.

Tomando estos valores experimentales se procedió al ajuste de polinomios que expresaran de manera fiel, los datos originales.

Se ajustaron polinomios para las siguientes propiedades:

Densidad

Viscosidad

Conductividad Térmica

Calor Específica

Elevación del punto de ebullición

Presión Osmótica

Polinomios para calcular la densidad del agua de mar a diferentes concentraciones.

$T / ^\circ\text{C} / \rho \left[ \text{kg} / \text{m}^3 \right]$

\* Rango 40 - 250°F

(40 - 121°C)

Agua Corriente - (agua dulce)

$$\rho = 1.00143 - 1.46443 \times 10^{-4}(T) - 2.75468 \times 10^{-6}(T^2)$$

Agua Normal de Mar 34.483 g/kg

$$\rho = 1.02631 - 1.03931 \times 10^{-4}(T) - 2.93929 \times 10^{-6}(T^2)$$

Agua al Doble 68.966 g/kg

$$\rho = 1.0545 - 1.92475 \times 10^{-4}(T) - 2.46323 \times 10^{-6}(T^2)$$

Agua al Triple 103.449 g/kg

$$\rho = 1.08301 - 2.47638 \times 10^{-4}(T) - 2.29012 \times 10^{-6}(T^2)$$



Agua al Cuádruple 137.932 g/kg

$$\rho = 1.1152 - 2.4197 \times 10^{-4} (T) - 2.3998 \times 10^{-6} (T^2)$$

Para obtener la densidad en lb/ft<sup>3</sup>

multiplicar el resultado del polinomio por 62.4356.

Polinomio para calcular la viscosidad del agua de mar a diferentes temperaturas y concentraciones.

$$\text{VIS} \left| \frac{\text{LB}}{\text{FT HR}} \right| \quad T \left| ^\circ\text{F} \right|$$

Agua Corriente

$$\text{VIS} = 6.62628 - 9.92782 \times 10^{-2} (T) + 7.03806 \times 10^{-4} (T^2) \\ - 2.42763 \times 10^{-6} (T^3) + 3.25953 \times 10^{-9} (T^4)$$

Agua 1/2 Normal

$$\text{VIS} = 6.91713 - 1.04828 \times 10^{-1} (T) + 7.56284 \times 10^{-4} (T^2) \\ - 2.63871 \times 10^{-6} (T^3) + 3.57167 \times 10^{-9} (T^4)$$

Agua Normal

$$\text{VIS} = 6.313386 - 7.34824 \times 10^{-2} (T) + 3.8064 \times 10^{-4} (T^2) \\ - 8.1317 \times 10^{-7} (T^3) + 4.53112 \times 10^{-10} (T^4)$$

Rango de validez (60°F - 250°F)

Polinomios para calcular la conductividad térmica del agua de mar a -  
diferentes temperaturas.

$$K \left| \frac{\text{BTU}}{\text{HR Ft}^2 (\text{°F}/\text{Ft})} \right| \quad T \left| \text{°F} \right|$$

Agua Corriente - (agua dulce)

$$K = 0.29506 + 8.7303 \times 10^{-4} (T) - 1.98476 \times 10^{-6} (T^2)$$

Agua Normal de Mar

$$K = 0.2865 + 9.05129 \times 10^{-4} (T) - 2.14641 \times 10^{-6} (T^2)$$

Agua al Doble

$$K = 0.28198 + 8.69553 \times 10^{-4} (T) - 1.932 \times 10^{-6} (T^2)$$

Agua al Triple

$$K = 0.27642 + 8.78216 \times 10^{-4} (T) - 1.99108 \times 10^{-6} (T^2)$$

Rango de validez (60 - 250°F)

Polinomios para calcular el calor específico del agua de mar a diferentes temperaturas y concentraciones.

$$CP \left| \frac{BTU}{Lb \text{ } ^\circ F} \right| \quad T \left| ^\circ F \right|$$

Agua de Mar Normal

$$CP = 0.95395 + 9.53988 \times 10^{-6}(T) + 2.52469 \times 10^{-7}(T^2)$$

Agua de Mar 1 1/2 Normal

$$CP = 0.93073 + 6.62915 \times 10^{-5}(T) + 7.11337 \times 10^{-8}(T^2)$$

Agua de Mar 2 Normal

$$CP = 0.90884 + 8.5746 \times 10^{-5}(T) + 2.61684 \times 10^{-8}(T^2)$$

Agua de Mar 2 1/2 Normal

$$CP = 0.88732 + 1.17137 \times 10^{-4}(T) - 9.53118 \times 10^{-8}(T^2)$$

Agua de Mar 3 Normal

$$CP = 0.86628 + 1.47969 \times 10^{-4}(T) - 1.94752 \times 10^{-7}(T^2)$$

Agua de Mar 3 1/2 Normal

$$CP = 0.85822 + 1.31346 \times 10^{-4}(T) - 1.54135 \times 10^{-7}(T^2)$$

Nota. Estos polinomios son válidos para cubrir un rango de temperatura de 60°F - 250°F.

Polinomios para calcular la elevación del punto de ebullición °F del -  
agua de mar a diferentes temperaturas y % peso de sales en solución.

$$\Delta \quad \left| \begin{array}{c} \text{°F} \\ \text{°F} \end{array} \right| \quad T \quad \left| \begin{array}{c} \text{°F} \\ \text{°F} \end{array} \right|$$

Agua con 2% en peso de sales en solución

$$\Delta = 0.15836 + 1.77869 \times 10^{-3} (T)$$

Agua con 3%

$$\Delta = 0.27344 + 2.611475 \times 10^{-3} (T)$$

Agua con 3.45%

$$\Delta = 1.172 - 1.22944 \times 10^{-2} (T) + 5.80556 \times 10^{-5} (T^2)$$

Agua con 4%

$$\Delta = 0.312 + 4.41389 \times 10^{-3} (T) - 2.36111 \times 10^{-6} (T^2)$$

Agua con 5%

$$\Delta = 0.496 + 4.25556 \times 10^{-3} (T) + 5.5555 \times 10^{-7} (T^2)$$

Agua con 6%

$$\Delta = 1.82493 - 8.37436 \times 10^{-3} (T) + 3.75547 \times 10^{-5} (T^2)$$

Agua con 7%

$$\Delta = 0.64015 + 7.4606 \times 10^{-3} (T) - 2.68693 \times 10^{-6} (T^2)$$

Agua con 8%

$$\Delta = 0.84742 + 7.53079 \times 10^{-3} (T) - 5.3035 \times 10^{-8} (T^2)$$

Agua con 9%

$$\Delta = 0.95823 + 8.73843 \times 10^{-3} (T) + 1.7705 \times 10^{-7} (T^2)$$

Agua con 10%

$$\Delta = 1.13306 + 9.8 \times 10^{-3} (T) + 7.09803 \times 10^{-8} (T^2)$$

Agua con 11%

$$\Delta = 1.31616 + 1.04 \times 10^{-2} (T) + 1.97231 \times 10^{-6} (T^2)$$

Agua con 12%

$$= 1.54575 + 1.0648 \times 10^{-2} (T) + 5.3914 \times 10^{-6} (T^2)$$

Rango de 80 - 260°F.

Polinomio para calcular la presión osmótica del agua de mar normal en función de la temperatura.

$$PO \left| \text{atm} \right| \quad T \left| ^\circ\text{F} \right|$$

$$PO = 21.50733 + 1.60931 \times 10^{-2} (T) - 2.29493 \times 10^{-5} (T^2)$$

Polinomio para calcular el calor de vaporización del agua en función de la temperatura.

rango: 32°F - 290°F

$$LAM = 1090.38 - 4.99546 \times 10^{-1}(T) - 3.19197 \times 10^{-4} (T^2)$$

$$LAM \left| \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right| \quad T \left| ^\circ\text{F} \right|$$

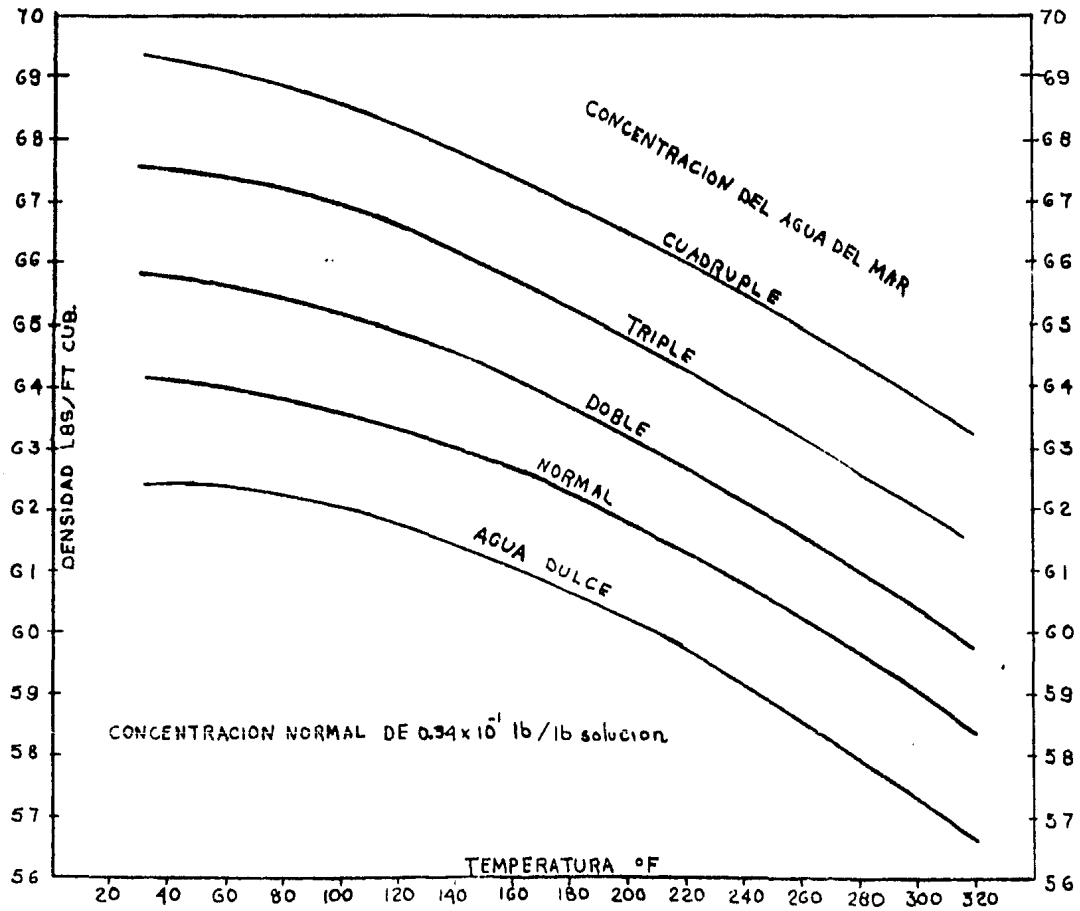


FIGURA A.2 DENSIDAD

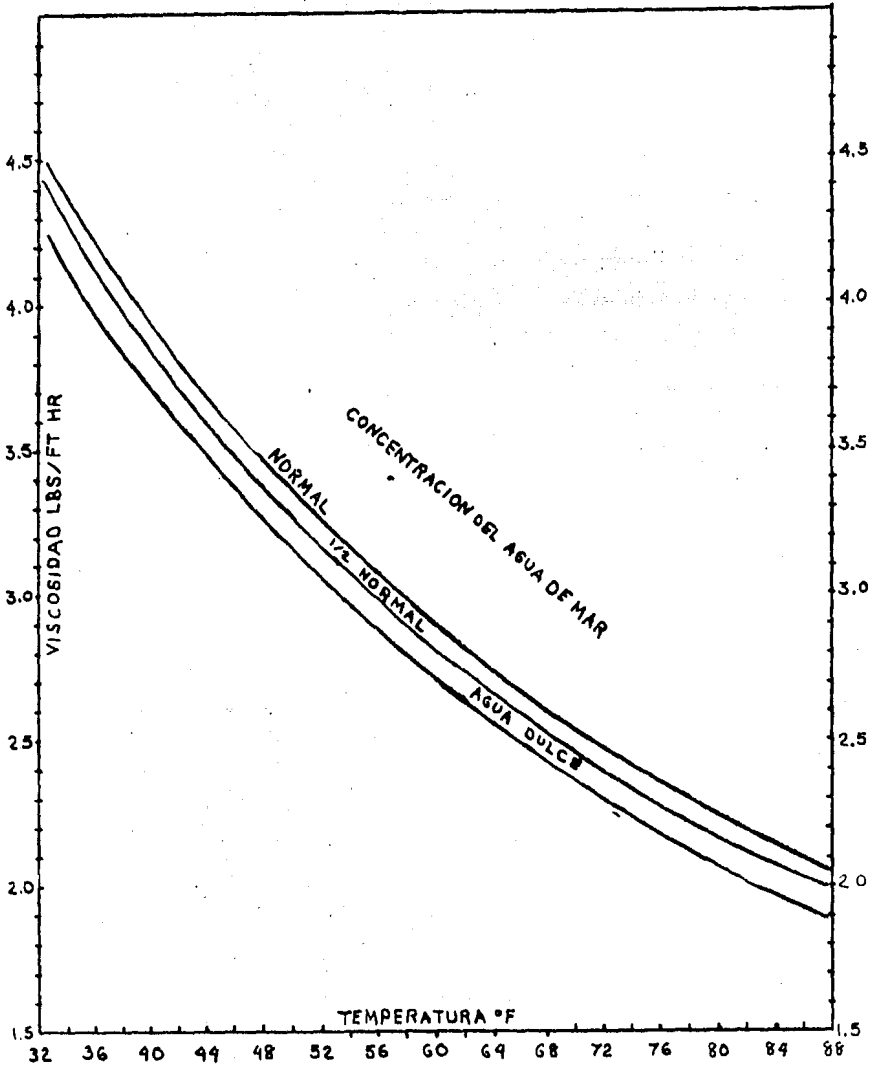


FIGURA A.3 VISCOSIDAD

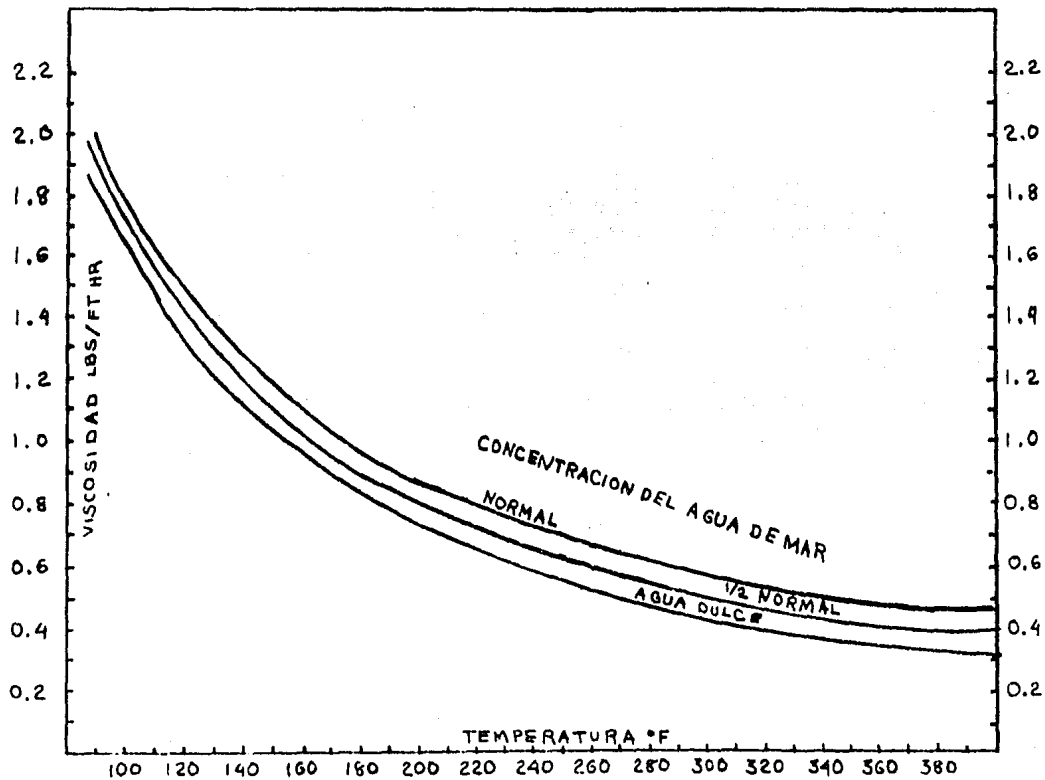
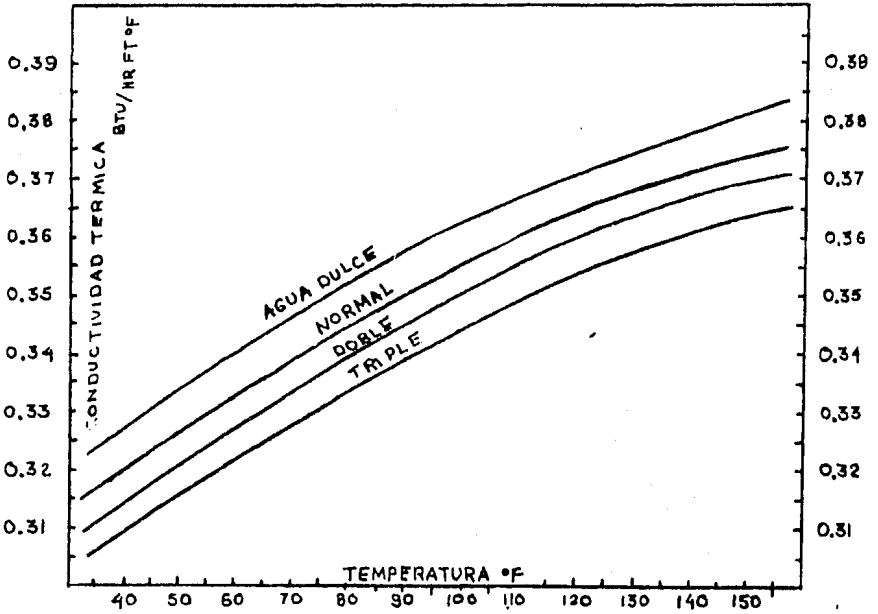
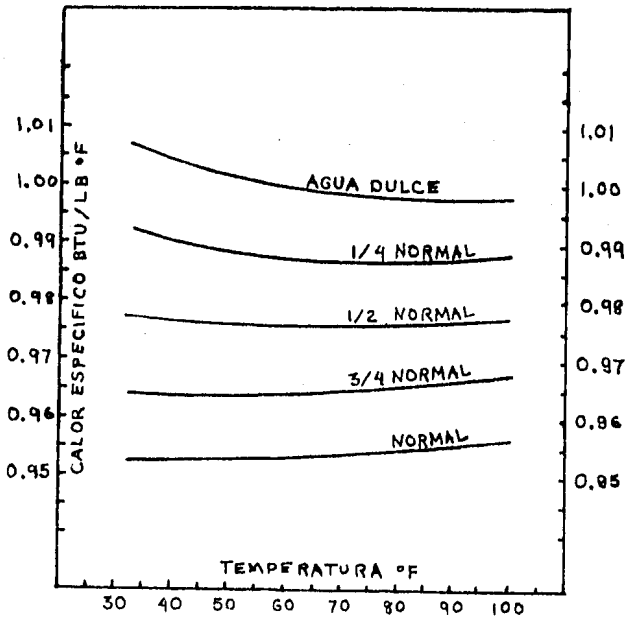


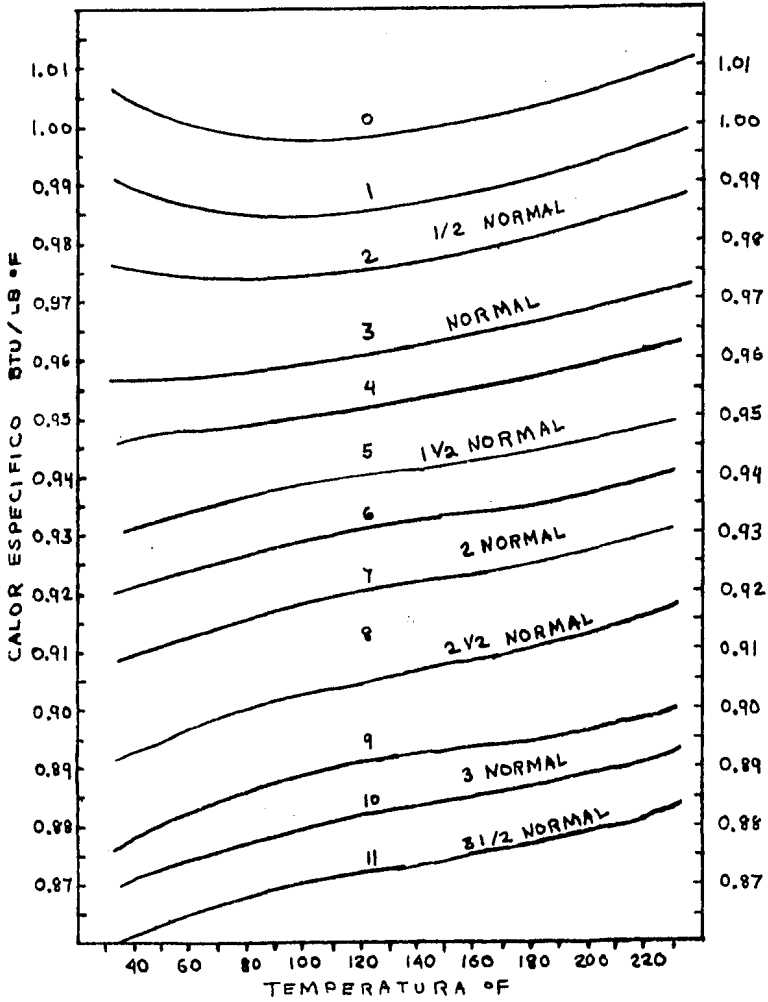
FIGURA A.4 VISCOSIDAD





A.5

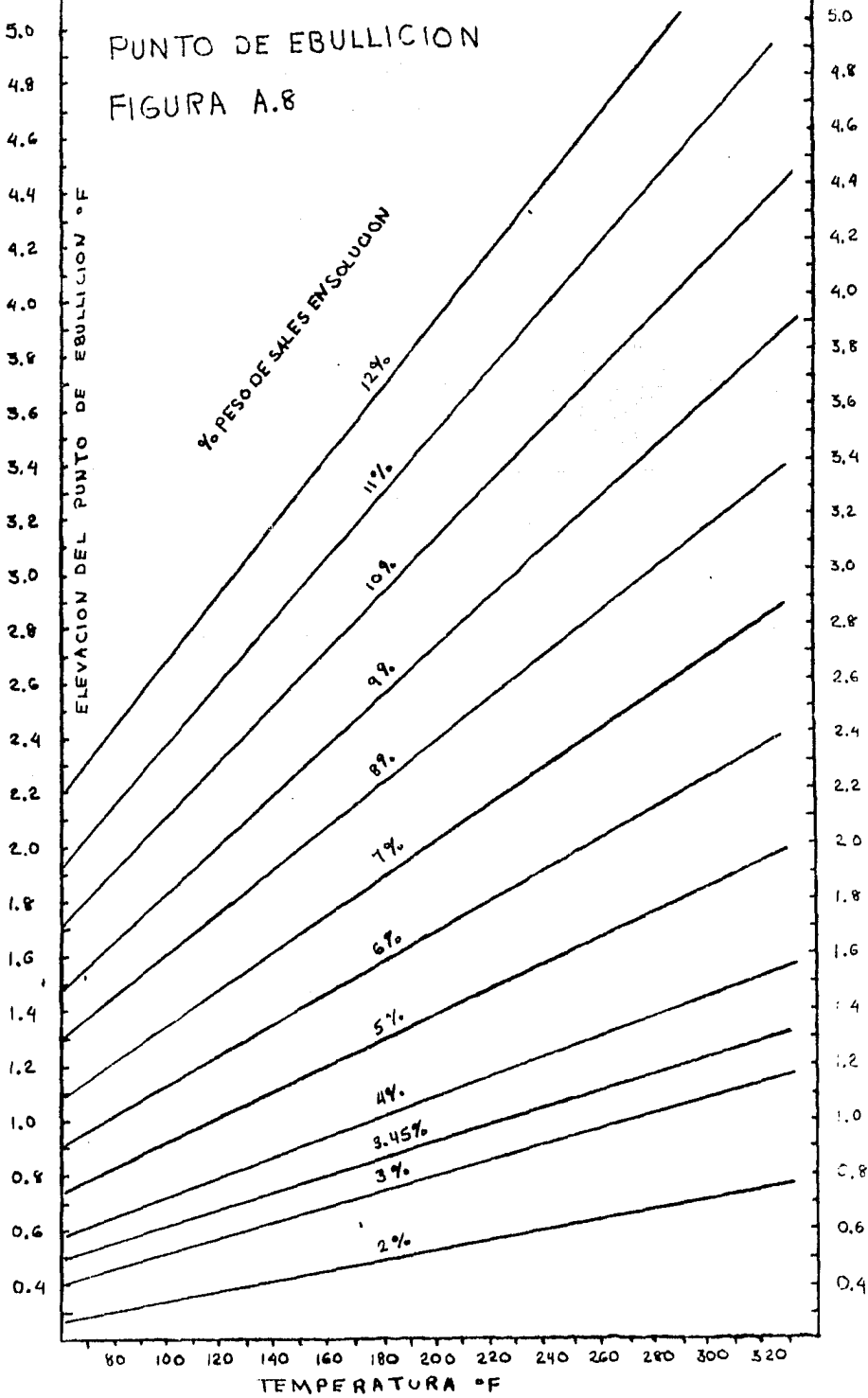
FIGURA A.5 CONDUCTIVIDAD  
TERMICAFIGURA A.6 CALOR  
ESPECIFICO

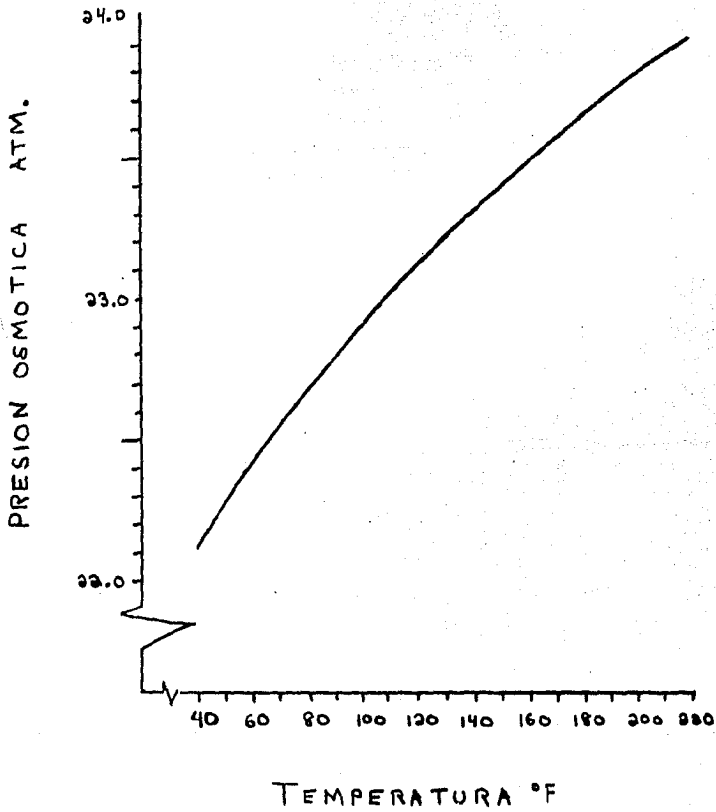


CALOR ESPECIFICO

FIGURA A.7

# PUNTO DE EBULLICION FIGURA A.8



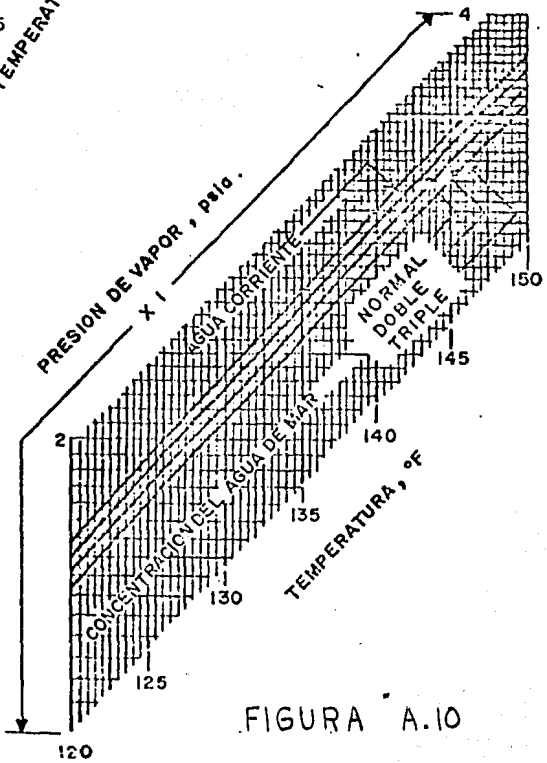
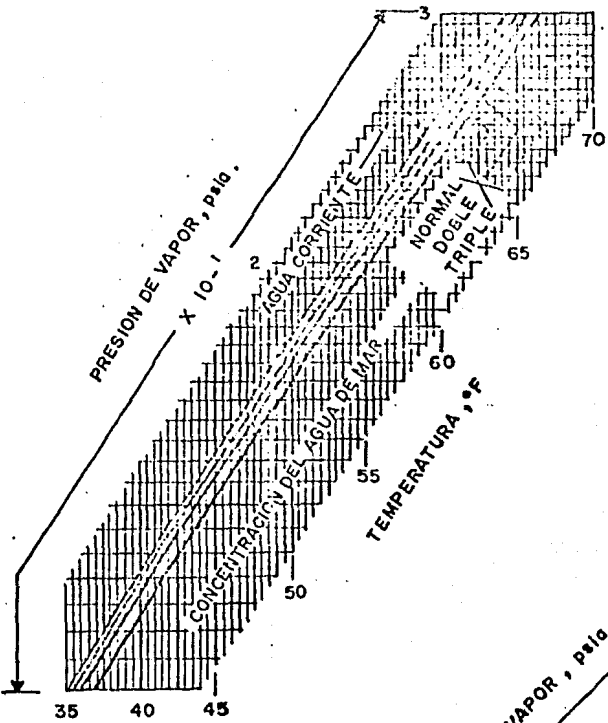


PRESION OSMOTICA

FIGURA A.9

Las siguientes gráficas nos expresan la presión de vapor para el agua de mar a diferentes concentraciones.

De igual manera también se expresa la entalpía.



NOTA: CONCENTRACION NORMAL :  
34.483 GRAMOS DE SOLIDOS  
POR 1000 GRAMOS DE AGUA  
DE MAR.

FIGURA A.10

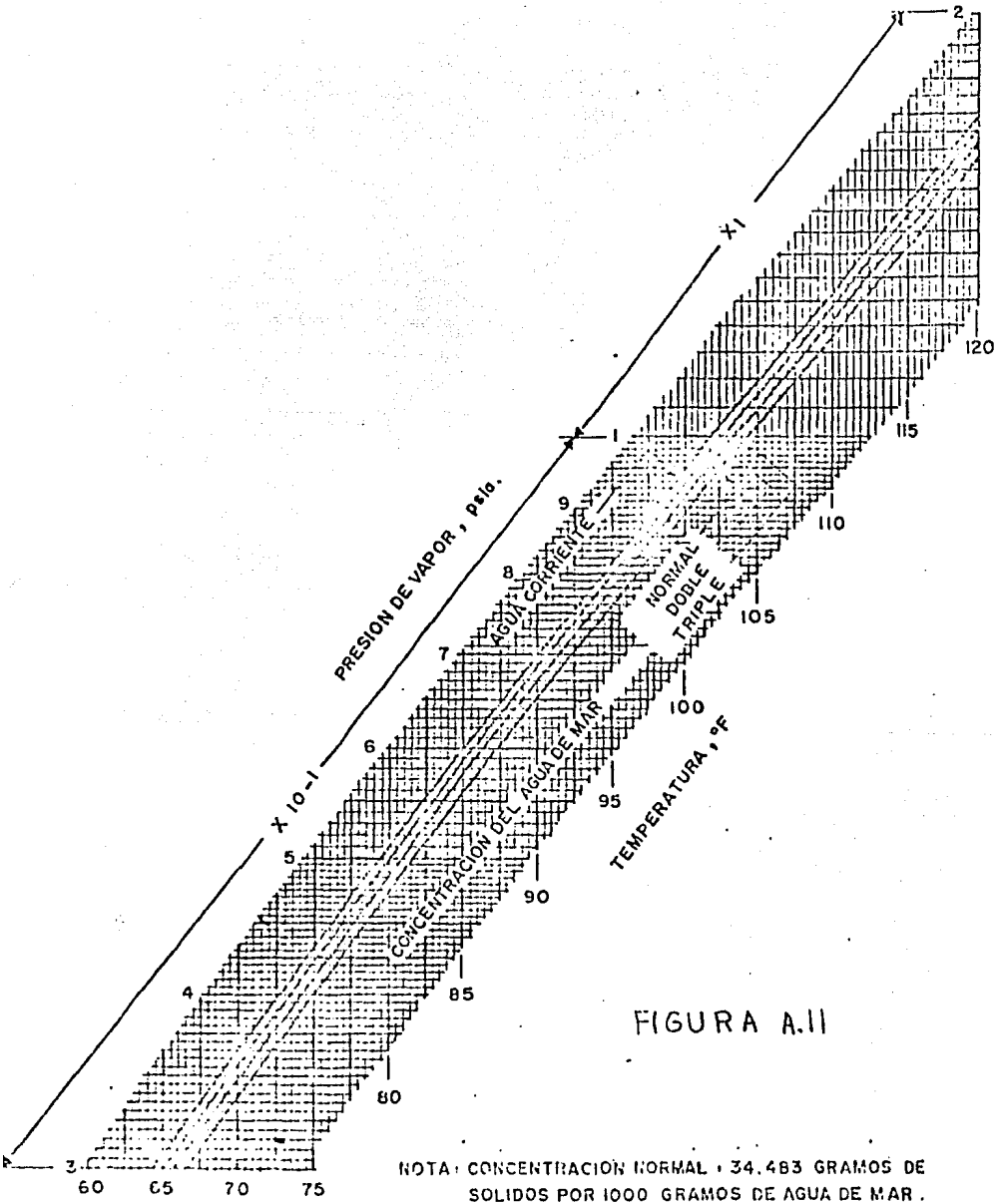


FIGURA A.11

NOTA: CONCENTRACION NORMAL, 34.483 GRAMOS DE SOLIDOS POR 1000 GRAMOS DE AGUA DE MAR.

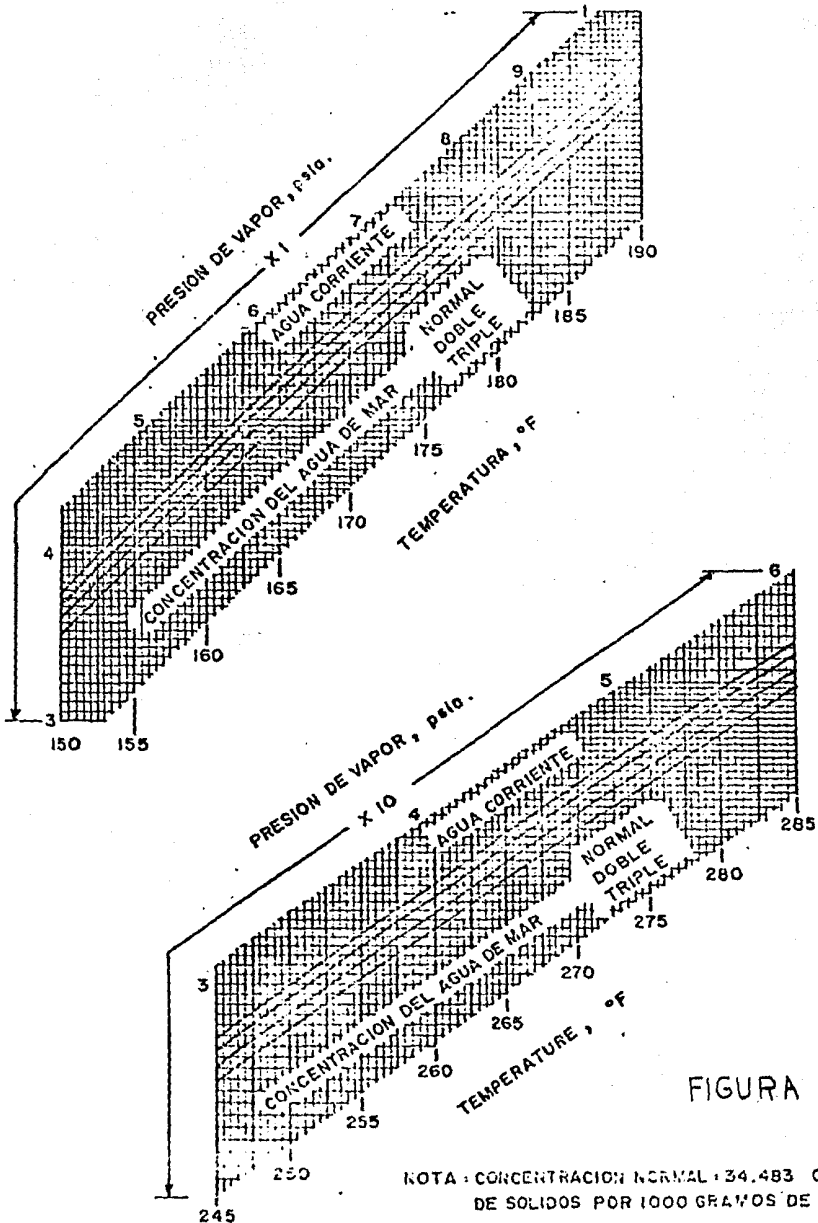


FIGURA A.12

NOTA: CONCENTRACION NORMAL = 34.483 GRAMOS DE SOLIDOS POR 1000 GRAMOS DE AGUA DE MAR.



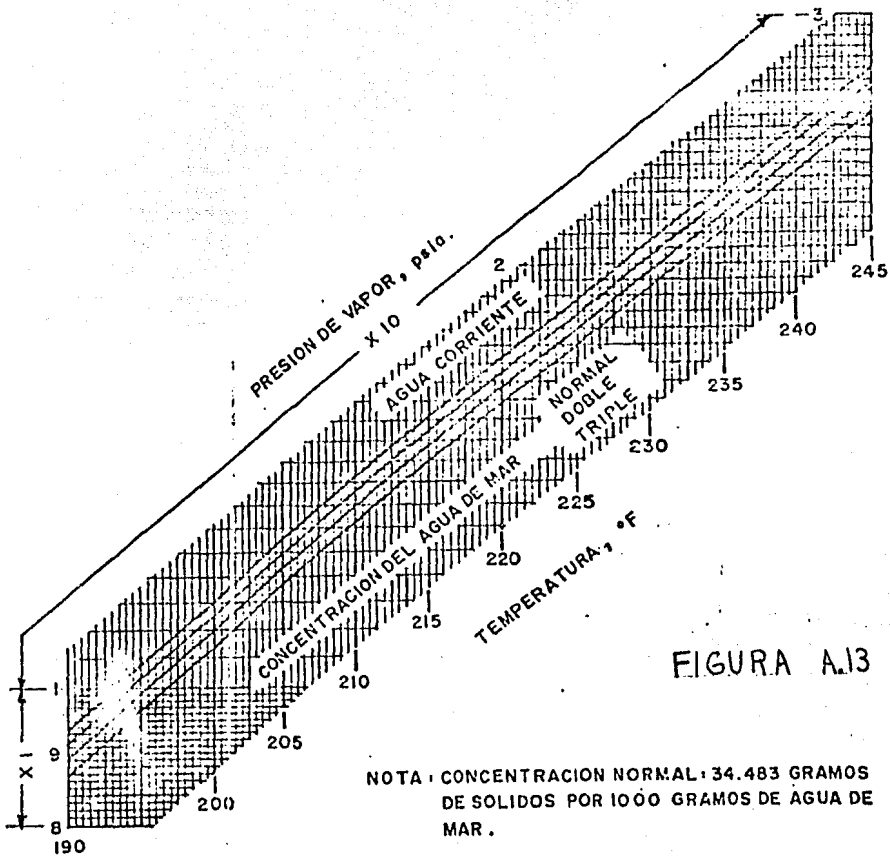


FIGURA A.13

NOTA : CONCENTRACION NORMAL : 34.483 GRAMOS DE SOLIDOS POR 1000 GRAMOS DE AGUA DE MAR .

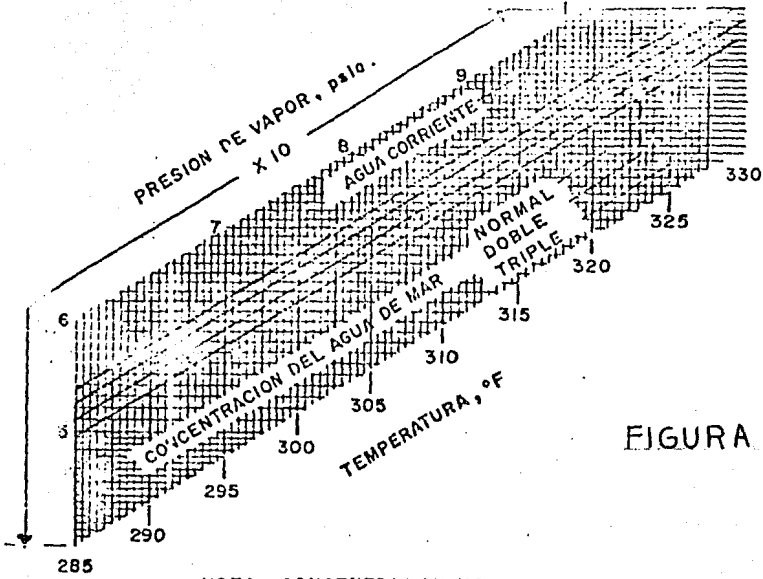


FIGURA A:14

NOTA : CONCENTRACION NORMAL = 34.483 GRAMOS  
DE SOLIDOS POR 1000 GRAMOS DE AGUA DE  
MAR.

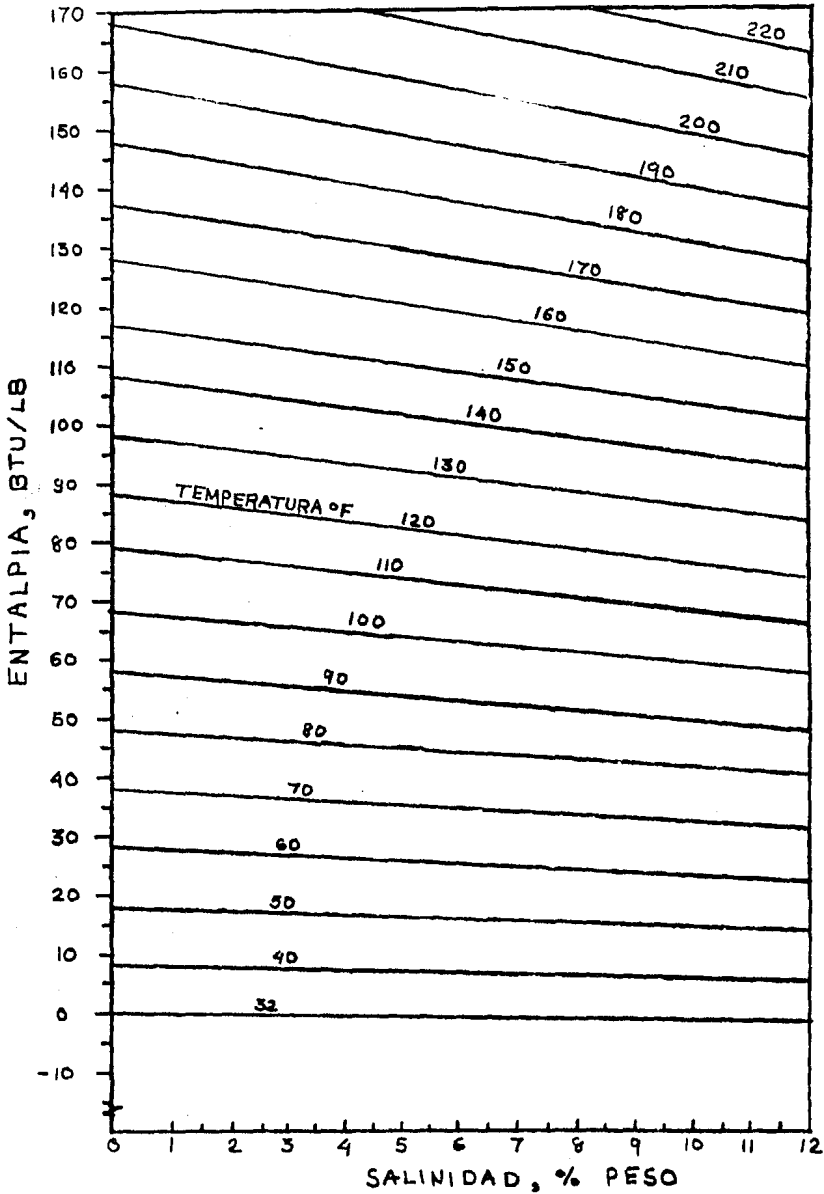


FIGURA A.15 ENTALPIA

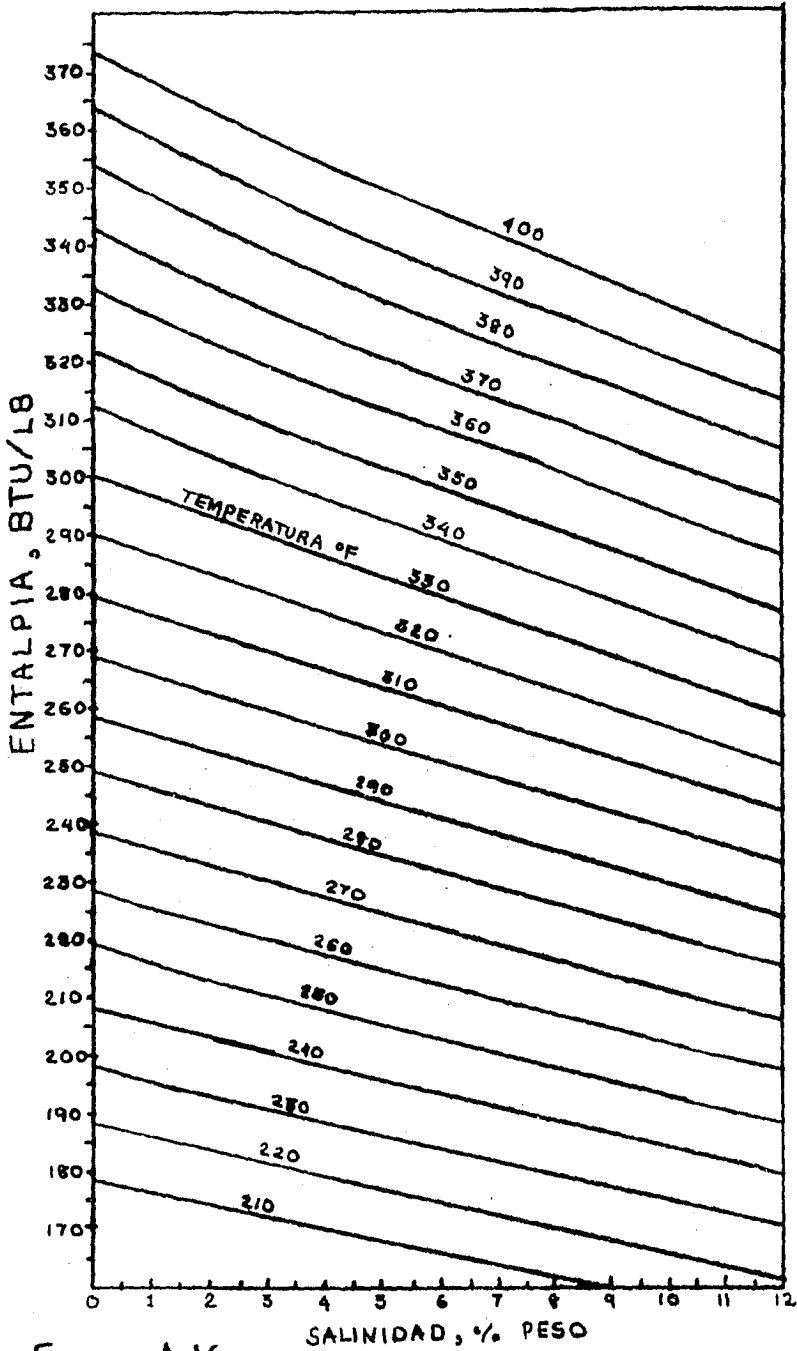


FIGURA A.16

### A.3 Pruebas Químicas:

Las pruebas químicas incluyen el análisis de todos los elementos normalmente presentes así como la determinación de dureza y salinidad.

La salinidad del agua de mar es definida como la cantidad total de material sólido (gramos) contenido en un kilogramo de agua de mar; - - (cuando todo el carbonato ha sido convertido a un óxido y el bromuro- y yoduro han sido reemplazados por cloruro. Y además todo el material orgánico ha sido oxidado).

La cloronidad ha sido definida como la cantidad total de iones de cloro en gramos por kilogramo de agua de mar, después de reemplazar todo el bromo y yodo por cloro.

De manera similar la clorosidad del agua es definida como el total de iones de cloro en gramos por litro, después de reemplazar todo el bromo y yodo por cloro.

La siguiente es una relación para pasar de clorosidad a salinidad.

$$\text{salinidad} = 1.8147 \times \text{clorosidad (g/kg)}$$

La cloronidad y clorosidad son determinadas por titulación del haluro con nitrato de plata ó mercurio, usando cualquiera de los métodos convencionales de punto final. Sustancias que interfieren en este método son los bromuros y yoduros que precipitan con el nitrato de plata-

y se registran como equivalentes cloruros. Algo parecido ocurre cuando se usa nitrato de mercurio (II) con los sulfitos, cromatos, bromuros, yoduros y hierro (III), si existen en cantidades suficientes.

Sin embargo datos de salinidad son a veces obtenidos de manera indirecta midiendo parámetros asociados tales como conductividad eléctrica, densidad e índice de refracción.

Alcalinidad es la medición del bicarbonato, carbonatos e hidróxidos en el agua. El análisis químico en el agua de mar involucra la determinación de la concentración total de  $\text{CO}_3^{=}$ ,  $\text{HCO}_3$  y  $\text{CO}_2$  disuelto. Esta es determinada por titulación con un ácido estándar a un pH específico, su precisión resulta ser de 3 mg/lt. El dióxido de carbono es desprendido como gas y es absorbido por hidróxido de bario que es titulado por una solución ácida estándar.

Dureza, (Calcio y Magnesio); Agua de mar con una salinidad de 35% tiene aproximadamente 0.05 M magnesio, 0.01 M calcio y 0.0001 M (strontium).- Calcio y Magnesio generalmente son determinados como suma titulando con EDTA o EGTA.

#### A.4 Contenido Mineral del Agua de Mar.

A continuación mencionaremos algunas de las características de los elementos mas importantes en el agua de mar.

Calcio: El calcio está presente en pequeñas cantidades y es removido --

de manera permanente del agua de mar por medio de la depositación de esqueletos encontrados en sedimentos marinos. Esta remoción no implica - necesariamente un decremento en la cantidad de calcio, fuentes de agua- como los ríos que desembocan al mar constantemente mantienen el suministro de calcio de mar.

La solubilidad de carbonato de calcio en el agua de mar es de gran interés así como los factores que afectan su precipitación. El conocimiento de la concentración de calcio es de gran importancia para llegar a - entender el sistema de dióxido de carbono en el mar y especialmente para prevenir la formación de escamas en los equipos de tratamiento del - agua de mar.

Carbón: El carbón se encuentra en cantidades mínimas en el agua de mar- como ácido carbónico y sus sales, pero también se encuentran en cantidades apreciables como uno de los principales componentes de material orgánico (vivo ó muerto). La solubilidad del dióxido de carbono depende de la temperatura y salinidad del agua de mar.

Existe un intercambio de dióxido de carbono entre la superficie del - - agua y la atmósfera. Las cantidades de carbón presentes en el agua de mar ya sean como dióxido de carbón u otras formas tienen un amplio rango.

Fluor: Está presente con un ión de fluoruro y guarda una constante rela

ción a la clorinidad que existe.

Nitrógeno: Ocurre en el agua en la forma de varios compuestos tales como nitratos, nitritos, amonía y nitrógeno libre disuelto. Existe oxígeno también disuelto y su presencia resulta ser importante para los procesos biológicos y de corrosión sobre partes metálicas.

Azufre: El ión de azufre se encuentra presente generalmente en cuerpos estancados. Los ríos son los cuerpos que alimentan al mar de azufre ya que con frecuencia su contenido de azufre es alto.

Cobre: Es determinado colorimétricamente aunque también se han usado métodos espectofotométricos.

Hierro: Una solución de batopenantrolín fue usada para la determinación espectofotométrica del hierro.

Bromo y Yodo: Son determinados en el agua de mar por titulación con una solución estándar de  $+_{10}$  sulfato de sodio. El total de Bromo es determinado mediante fluorescencia de rayos X.

Oxígeno y gases disueltos: La determinación del Oxígeno disuelto es de gran importancia debido a la corrosión que causa este a los equipos de tratamiento de agua de mar. Métodos químicos e instrumentos de alta presión se han desarrollado; Anderson y Foyen recopilaron un resumen -



de estos métodos.

Composición Iónica del Agua de Mar

Iones	(g/kg solución)	(lb/gal)
Cloruros	19.3605	165.3 E-6
Sodio	10.7678	91.93 E-6
Sulfatos	2.7017	23.07 E-6
Magnesio	1.2975	11.08 E-6
Calcio	0.4081	3.484E-6
Potasio	0.3876	3.309E-6
Carbonatos	0.1425	1.217E-6
Bromuros	0.0659	562.6 E-6
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	0.0265	226.3 E-6
Floururos	0.0013	11.10 E-9
Yoduros	0.00005	426.9 E-12
Silicón y otros	0.00532	45.42 E-9

Algunos valores típicos del agua de mar.

Salinidad	35.01 g/kg
Clorinidad	19.381 g/kg
Clorosidad	19.862 g/kg

## Composición Molecular del Agua de Mar

	( g/lit )	( lb/gal )	
Na Cl	24.53	204.7	E-3
Mg Cl <sub>2</sub>	5.2	43.4	E-3
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4.09	34.13	E-3
Mg SO <sub>4</sub>	3.248	27.11	E-3
Ca Cl <sub>2</sub>	1.16	9.681	E-3
K Cl	0.695	5.8	E-3
Na H CO <sub>3</sub>	0.201	1.678	E-3
K Br	0.101	842.9	E-6
Na Br	0.058	484.1	E-6
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	0.027	225.3	E-6
Sr Cl <sub>2</sub>	0.025	208.6	E-6
Al <sub>2</sub> Cl <sub>6</sub>	0.013	108.5	E-6
Na F	0.003	25.04	E-6
Na <sub>2</sub> S <sub>1</sub> O <sub>3</sub>	0.0024	20.03	E-6
Na <sub>2</sub> S <sub>14</sub> O <sub>9</sub>	0.0015	12.52	E-6
N H <sub>3</sub>	0.0020	16.69	E-6
L <sub>1</sub> NO <sub>3</sub>	0.0013	10.85	E-6
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0.0002	1.66	E-6
Ba(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000994	829.6	E-9
Mn(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.000034	283.8	E-9
Cu(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000308	257.1	E-9
Zn(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000151	126.0	E-9
Pb(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000066	55.08	E-9
Ag NO <sub>3</sub>	0.00000049	4.09	E-9

B.0 A P E N D I C E BMateriales de Construcción.

## B.1 Aleaciones de Cobre-Níquel.

Las aleaciones de cobre son ampliamente usadas donde la resistencia a la corrosión del agua de mar es necesaria. Aleaciones de cobre-níquel han demostrado ser especialmente útiles para este servicio.

El costo de este tipo de aleaciones es un poco más elevado al de -- otros materiales usados. Sin embargo, debido a su probada superioridad en todas partes del mundo y bajo condiciones extremas de servicio, han demostrado tener una larga vida de uso así como un bajo requerimiento de mantenimiento.

Las aplicaciones de las aleaciones cobre-níquel no se han limitado al uso en plantas desalinizadoras ya que se tiene gran experiencia sobre su uso en el campo de la ingeniería marina y plantas de energía nuclear situadas en las costas.

## B.1.1 Propiedades Mecánicas.

Antes de ir a la tabla 2 donde se encuentran resumidas las propiedades mecánicas, haremos hincapié que existen básicamente cuatro tipos de aleaciones. La tabla I nos registra cada una, junto con su composición nominal.

Como podrá apreciarse, este tipo de aleaciones se caracterizan por tener resistencia moderada (que puede mejorarse con el incremento del -

contenido de níckel).

La segunda característica es su ductilidad, resultando ser de suma importancia en ciertas fases de la fabricación de componentes.

Tabla I

Aleación	Composición Nominal (%)			
	Cu	Ni	Fe	Mn
90/10 Cu Ni	.87.7	10	1.5	0.8
70/30 Cu Ni	68.3	30	0.7	1.0
70/30 CuNi/F3	66	30	2.0	2.0
70/30 Ni Cu	30	67.5	1.5	1.0

Otro importante atributo que deben tener los materiales al fabricante es la facilidad para soldarse. Todas las aleaciones de cobre-níckel-son fácilmente soldadas por los procesos de arco metálicos (TIG y MIG). Pero aún mas importante es que los productos requeridos para soldarse estén comercialmente disponibles<sup>(4)</sup>.

Soldar aleaciones de cobre-níckel con otros materiales como acero dul-ce (mild steel) son factibles de hacer, dando resultados satisfacto-rios. Prueba de esto es la frecuencia con que al acero se le cubre -con una capa de cobre-níckel 70/30 para proporcionar una protección -contra la corrosión a un menor costo.

Tabla 2

PROPIEDADES MECANICAS Y FISICAS

Esfuerzo a la Tensión(ton/in <sup>2</sup> )	90/10 Cu Ni	70/30 Cu Ni	70/30 Cu Ni/Fe	Ni Cu
recocido	20-23	28-30	29-32	30-35
light drawn	28-32	33-40	38-45	45-50
0.5% proof stress (ton/in <sup>2</sup> )				
recocido	10-12	11-14	11-14	11-16
light drawn	20-24	19-23	32-40	38-46
Elongación en 2 pulg (%)				
recocido	45-55	45-55	40-50	40-50
light drawn	20-30	20-35	15-22	12-25
Módulo de Elastjcidad (lb/in <sup>2</sup> )	18-19x10 <sup>6</sup>	19-20x10 <sup>6</sup>	20-21x10 <sup>6</sup>	23-26x10 <sup>6</sup>
Coefficiente de Expansión Térmica (68-572°F) por °F	9x10 <sup>-6</sup>	8.3x10 <sup>-6</sup>	8.3x10 <sup>-6</sup>	8.2x10 <sup>-6</sup>

23

Para un amplio conocimiento sobre todo lo concerniente a las técnicas para soldar aleaciones de cobre-níquel se recomienda el "International Nickel Limited publication No. 2742".

### Corrosión.

La propiedad que usualmente es de mayor interés a diseñadores de plantas desalinadoras es la resistencia del material al flujo de agua de mar y salmuera dentro del rango de temperaturas que van desde los 60°F-250°F así como el ataque de vapores que contengan  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  y amoníaco.

Poniendo primeramente atención al uso de agua de mar limpia, dentro de temperaturas que puedan ir hasta 110°F, se ha comprobado que las aleaciones 90/10 y 70/30 tienen características similares (para usarse en los tubos de los condensadores).

Al encontrarse expuesta inicialmente la superficie del metal con el agua de mar se forma una densa película que contiene hierro (De aquí la importancia que las aleaciones contengan hierro). Esta película se encuentra adherida firmemente a la superficie del metal. Por lo tanto dicha película pone fin al ataque corrosivo que se pudiera dar al metal. Debemos aclarar que la capacidad con que logre permanecer adherida la película es función de la velocidad del agua que fluye, existiendo un límite, después del cual la capa protectora es arrastrada.

Por esta razón la velocidad de diseño debe escogerse con mucho cuidado y procurarse que no se exceda en las paredes de los tubos.

Sin embargo en la realidad existen varias razones por las que la velocidad no se logra mantener dentro del límite que quisiéramos. Algunas se deben a un mal diseño mientras que otras son debido a un mal servicio de mantenimiento.

Causas por las que las velocidades se exceden.

1. Turbulencia a la entrada de los tubos debido al diseño de un cabezal de dimensiones restringidas.
2. Turbulencia en los tubos debido a golpes sufridos.
3. Turbulencia debido a tubos sucios con micro-organismos, conchas marinas, tenazas de cangrejos, etc.
4. Variaciones en la velocidad de diseño que reflejan cambios en el gasto del producto requerido ó cambios en la temperatura de enfriamiento.
5. Variaciones de velocidad por tubo individual debido a un mal diseño que no garantiza una distribución uniforme del agua.
6. Altas velocidades en algunos tubos debido a que otras están tapados completamente.

Las velocidades de diseño están comúnmente en el rango de 4-9 ft/seg, sin embargo existen instalaciones que fueron diseñadas para operar -- dentro de un rango tan alto de 9-10 ft/seg.

Las aleaciones de cobre-níquel han demostrado tener una buena resistencia a las altas velocidades, pudiendo usarse en rangos de 40 a 50 ft/seg. Aunque nunca se usan velocidades tan altas en los tubos de condensación; sin embargo es importante esta característica para - - otros componentes como lo son los impulsores de las bombas.

Se han hecho numerosos estudios sobre los efectos dañinos de las altas velocidades sobre los tubos pero se han olvidado sobre el comportamiento de estos materiales bajo condiciones de agua estancada. Situación que ocurre cuando la planta es parada ya sea por mantenimiento ó por alguna emergencia.

Casi como regla resulta ser que las aleaciones que demuestran tener la mayor resistencia a las altas velocidades al agua son las mas susceptibles a sufrir picaduras en condiciones de agua estancada ó a -- muy bajas velocidades (menores a 2 ft/seg). Aleaciones de cobre-níquel 90/10 demuestran tener gran resistencia a este tipo de corrosión.

Las grandes plantas generalmente están situadas en lugares donde, sí existe una contaminación significativa del agua de mar. Esta contaminación generalmente da lugar a que exista un contenido en el agua de  $H_2S$ . El cual incrementa la velocidad de corrosión de cualquier aleación de cobre-níquel. En tales casos la aleación más resistente es la 70/30.



Además se puede dar la condición de que el agua contenga arenas muy finas en suspensión, las cuales pueden provocar problemas muy serios de erosión. Para estos casos existe una versión especial del 70/30- que contiene 2% de hierro y 2% de manganeso.

Del lado del vapor las aleaciones cobre-níquel generalmente actúan satisfactoriamente aún en presencia de trazas de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ .

En general podemos decir que las aleaciones de cobre-níquel exhiben una buena resistencia a la corrosión del agua de mar así como a los vapores de esta misma. La experiencia ha demostrado que estas aleaciones no sufren de cuarteaduras en elementos sometidos a corrosión y esfuerzos mecánicos ("Stress corrosion cracking").

1.3

#### Los Tubos Cu-Ni en las Plantas Desalinadoras.

La función básica de un tubo en un intercambiador, es la de mantener separados físicamente a los dos fluidos manejados permitiendo a su vez la máxima transferencia de calor.

El primer requerimiento es dependiente de la resistencia del material a la corrosión. Si este primer requerimiento no es cumplido satisfactoriamente la habilidad de transferir calor es de menor interés.

La conductividad térmica de las aleaciones de cobre-níquel es menor a la mayoría de las otras aleaciones de cobre. Sin embargo la mayor parte del calor transferido del vapor por fuera de los tubos al lí-

quido por dentro es dependiente de las películas de los líquidos que se forman sobre la superficie del metal, existiendo solo una pequeña diferencia en el flujo de calor para estas aleaciones en comparación a las de otros materiales; (una vez que la planta ha entrado en régimen permanente).

El comportamiento de las aleaciones de cobre-níquel en plantas ha -- servido para construir la tabla 3 que está basada en 40 años de experiencia.

A continuación presentaremos el comportamiento de estas aleaciones - para cada parte de la planta.

#### Sección de Suministro de Calor.

Esta sección es responsable por aproximadamente el 15% del total de tubos usados para la transferencia de calor, salmuera de-aereada con una temperatura de 200-220°F es aun calentada mas por el vapor que se alimenta por fuera de los tubos. El contenido de oxígeno en el agua de mar es generalmente muy bajo y las velocidades de corrosión observadas para el 90/10 y 70/30 son del orden de 0.5 m.p.a (milímetros - por año) (0.02 pulg/año).

La temperatura del vapor usado para calentar, generalmente anda alrededor de los 300°F. Aunque no existen estudios hechos para esta sección en general las aleaciones de cobre-níquel han funcionado satis-

factoriamente.

### Sección de Rechazo de Calor.

En estas cámaras ó etapas, agua de mar (sin tratar) es tomada para condensar los vapores existentes en esta sección. La cantidad de tu bos usados en esta sección representa alrededor del 15% del total de tubos usados. El agua de mar que circula por dentro tiene una tempe ratura que va de los 50°F hasta los 85°F. Al final de su recorrido el agua sale con una temperatura que puede ser de 120°F. La figura-2 nos ilustra como diferentes materiales se han comportado en esta - sección antes de sufrir una falla.

En una prueba efectuada con duración de 156 días se encontró que en general para esta sección la velocidad de corrosión fue de 0.025 mpa. (0.001 pulg/año). Se logró observar algo de corrosión por picadura local en la aleación 70/30 en hendiduras donde la temperatura era un poco menor. En el caso de las aleaciones de 90/10 no se observó ni guna muestra de corrosión. Es pertinente mencionar que las picadu-- ras observadas en el 70/30 no afectaron en nada su servicio y durabi lidad.

Para la parte exterior de los tubos en donde se llevaba a cabo la -- condensación de los vapores se observaron velocidades de corrosión - bajísimas de ~~0.000~~ mpa (0.043 pulg/año) para 90/10 y de 0.3 mpa (0.012 pulg/año) para el 70/30.

Tabla 3

Comportamiento

<u>Fallas del Lado del Agua de Mar</u>	90/10 Cu Ni	70/30 Cu Ni
A. <u>Corrosión General Uniforme</u> "Generalmente muy baja la velocidad de corrosión a velocidades moderadas y agua limpia".	0.1-0.5 mpa 0.004-0.2 pulg/año	0.1-0.5 mpa 0.004-0.02 pulg/año
B. <u>Corrosión General Acelerada</u>		
B.1 Por Contaminación (algas, organismos marinos, desechos industriales, etc).	Menos resistente	Preferido para aguas contaminadas.
B.2 Ataque Selectivo	Resistente	Resistente
B.3 Daño a la película protectora por la velocidad del agua	Adecuado 8-12 ft/seg.	Adecuado 15-20 ft/seg.
B.4 Limpieza de escamas depositadas	Tolera la mayoría de métodos de limpieza.	Tolera la mayoría de métodos de limpieza.
B.5 Erosión por arenas mostradas		Usar aleación con 2% Fe y 2% Mn.

C. <u>Efectos Locales</u>	90/10 Cu Ni	70/30 Cu Ni
C.1 Erosión-Corrosión a la entrada y salida de tubos (Debido a un mal diseño de cabezal - ó efectos galvánicos).	Velocidad resulta crítica	Velocidad resulta crítica
C.2 Bloqueo de tubos individuales	Puede llegar desarrollar ataque por depósitos ó corrosión por áreas calientes.	
C.3 Bloqueo parcial de tubos individuales (debido a basura)	Buena resistencia: algunas fallas.	Mejor resistencia: menos fallas.
C.4 Ataque por depósito (por basuras depositadas)	Buena resistencia: algunas fallas.	Mejor resistencia: menos fallas.
C.5 Corrosión por calentamiento local (choque directo del vapor sobre los tubos, bloqueo parcial).	Buena: algunas fallas	Buena: algunas fallas - solo en condiciones extremas.
D. <u>Corrosión por Stress y Cuarteadura</u> Probable de ocurrirle a materiales como el latón que - contienen mas del 15% de Zinc y que están en contacto con un medio ambiente que contenga amonia.	Muy resistente	Muy resistente

Fallas del Lado del Vapor

90/10 Cu Ni

70/30 Cu Ni

A. Corrosión General Acelerada

A.1

Resistente

Sensible a altas temperaturas.

B. Efectos Locales

B.1 Choque directo del vapor (errónea colocación de baffles).

Factor de diseño

B.2 Vibración (generalmente debido a la velocidad del vapor).

Factor de diseño

B.3 Gases incondensables ( $\text{CO}_2$  y  $\text{NH}_3$ )

Resistente

Muy resistente

B.4  $\text{H}_2\text{S}$

Menos resistente

Resistente (la resistencia disminuye al aumentar la temperatura)

Después de pasar por los tubos de la sección anterior una parte del agua es eliminada siendo la restante enviada a tratamiento.

Una vez en el deaerador el agua puede llegar a tener un pH tan bajo como 4.0. Mattson y Fuller reportaron velocidades de corrosión de - 2.1 mpa y 1.6 mpa (0.08 y 0.06 pulg/año) para aleaciones de 90/10 y 70/30 en una prueba de 90 días en el deaerador de la planta de San Diego.

Sección de Recuperación de Calor.

Después de salir de la sección anterior el agua entra a los tubos de la sección de recuperación de calor. (esta sección representa el 70% del total de tubos usados).

El agua alimentada se le agrega una parte de salmuera recirculada, - dando un factor de concentración del rango de 1.5 a 2.0. El agua se calienta de 120°F hasta un posible valor de 220°F. Aunque el agua - esté caliente y tenga un alto contenido de cloro resulta ser realmente menos corrosiva, debido a su muy bajo contenido de oxígeno. Dando velocidades de corrosión menores a 1 mpy. (para el interior del tubo y el exterior). Hay que recordar que las condiciones de corrosión - por fuera de los tubos serán sensitivas al CO<sub>2</sub> residual así como al H<sub>2</sub>S remanente y al aire que se logre infiltrar.

#### E.1.4 Aleaciones de Cobre-Níquel en Otros Componentes.

En el pasado se ha hablado y escrito bastante sobre la selección de materiales para los tubos de los condensadores usados en las plantas desalinizadoras. Esto con buena razón se ha debido a que los tubos representan una buena parte de la inversión de capital. A pesar de esto, no debemos de descuidar los usos de estas aleaciones para otros componentes en las plantas.

#### A) Espejos

Ha sido práctica común el de usar aleaciones de cobre tales como metal de Muntz y latón marino para los espejos de los condensadores marinos (en barcos ó plantas de energía).

Una característica de estas aleaciones es la pérdida de zinc que sufren al estar en contacto con agua de mar. La solución usada comúnmente ha sido construir espejos de varias pulgadas de espesor para tolerar las condiciones de corrosión.

Debido a las capacidades a que se diseñan las plantas desalinizadoras el uso de estas aleaciones resulta tener un costo enorme. Como solución se encontró que los espejos podían ser contruídos de acero dulce recubiertos con una aleación de cobre-níquel 90/10 ó 70/30. Esta solución ha dado buenos resultados tanto en operación como en lo referente a costos. Existe solo la exigencia de que la capa de cobre-níquel sea aplicada de manera adecuada, ya que una capa pobremente aplicada no dará protección alguna, al



contrario será responsable de corrosión que permanecerá inadvertida. Dando como consecuencia la cuarteadura completa del espejo, que tal vez inclusive orille a parar la planta.

Se recomienda usar 90/10 ó 70/30 de manera que la aleación del espejo sea igual a la de los tubos. Esto es con el fin de evitar - corrosión galvánica en los extremos de los tubos.

B) Cabezales.

En el pasado los cabezales eran de hierro forjado dado que la corrosión de este material da protección catódica a los extremos de los tubos. Sin embargo la corrosión del hierro va dejando una capa de grafito, la cual llega en un momento a causar una acelerada corrosión en los extremos de los tubos, debido a que esta capa es catódica hacia las aleaciones de cobre.

Como solución a este problema se dieron dos opciones. Una fue la de construir cabezales de acero con algún anodo de sacrificio como el zinc, ó con algún tipo de sistema que imprima corriente al sistema. La segunda es la fabricación de cabezales recubiertos de cobre-níquel 90/10 ó 70/30.

Un espesor típico de estos cabezales es de  $\frac{3}{4}$  pulg de acero y  $\frac{1}{4}$  - pulgada de cobre-níquel.

C) Bombas y Válvulas.

Aleaciones ferrosas y no ferrosas han sido usadas para fabricar los cuerpos de bombas y válvulas que manejan agua de mar. De las aleaciones, el bronce de cañón ha sido el más favorecido aunque también se han usado bronce de aluminio. Estas aleaciones han demostrado dar un buen servicio, sin embargo aleaciones de cobre-níquel han demostrado ser aún mejores.

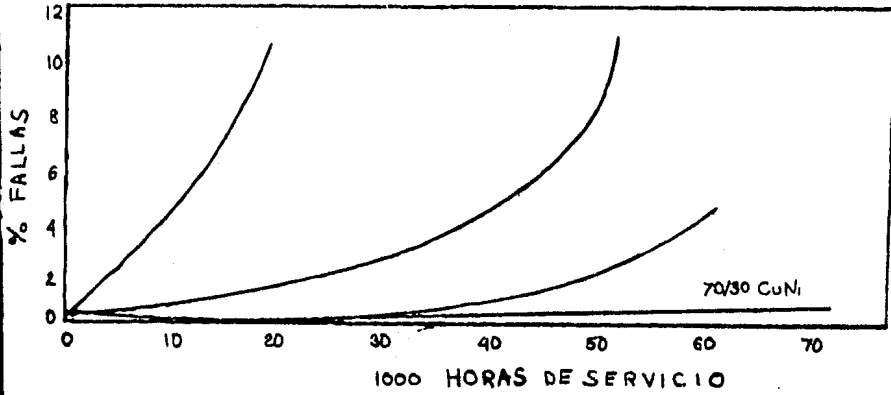
Lee (15) (12) ha experimentado con estas aleaciones arrojando los siguientes resultados de la tabla 5.

Tabla 5 \*

Velocidad de Corrosión.

Aleación	Cu	Ni	Fe	Mn	Si	Sn	Zn	Pb	pu/g/año
a) (13.5 ft/seg 60°F) 88-10-2 bronce de cañón 85- 5-5 bronce de cañón con plomo 90/10 Cu Ni 70/30 Cu Ni	86.9	0.9	-	-	-	9.4	2.7	0.15	0.008
	86.3	-	-	-	-	4.7	4.8	3.9	0.019
	86.8	11.9	1.3	0.9	0.10	-	-	-	0.005
	86.3	30.6	0.5	0.6	0.10	-	-	-	0.005
	86.9	0.9	-	-	-	9.4	2.7	0.15	0.018
	86.3	-	-	-	-	4.7	4.8	3.9	0.029
b) (13.5 ft/seg 86°F) 88-10-2 bronce de cañón 85- 5-5 bronce de cañón con plomo. 90/10 Cu Ni 70/30 Cu Ni	86.8	12.0	0.7	0.4	0.10	-	-	-	0.008
	68.3	30.6	0.5	0.6	0.10	-	-	-	0.004
	86.9	0.9	-	-	-	9.4	2.7	0.15	0.018
	86.3	-	-	-	-	4.7	4.8	3.9	0.029
c) (27.0 ft/seg 86°F) 88-10-2 bronce de cañón 85- 5-5 bronce de cañón con plomo. 90/10 Cu Ni 70/30 Cu Ni	86.9	0.9	-	-	-	9.4	2.7	0.15	0.035
	86.3	-	-	-	-	4.7	4.8	3.9	0.072
	86.2	11.6	1.1	0.9	0.10	-	-	-	0.019
	68.3	30.6	0.5	0.6	0.10	-	-	-	0.005
	86.9	0.9	-	-	-	9.4	2.7	0.15	0.035
	86.3	-	-	-	-	4.7	4.8	3.9	0.072

\* Período de prueba: 60 días.



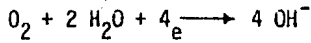
Comportamiento de tubos en condensadores  
Figura B.1

## B.2 Acero al Carbón.

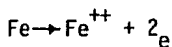
El acero al carbón ha sido ampliamente usado para construir las cámaras de evaporación en las plantas desalinadoras. Sin embargo los problemas de la corrosión han forzado a hacer investigaciones para entender mejor la corrosión del acero al carbón así como la alternativa de materiales tales como los aceros inoxidable.

### B.2.1 Corrosión de Acero al Carbón en el Agua de Mar.

Es generalmente aceptado que la corrosión del acero al carbón en agua de mar neutra es regida por la razón a la cual el oxígeno llega a la superficie para llevar la siguiente reacción.



Dando la reacción anódica correspondiente



La velocidad con que se reduce el oxígeno puede ser incrementada mediante.

1. Un aumento del nivel de oxígeno por el medio ambiente.
2. Un aumento en temperatura
3. Flujo de oxígeno debido a cambios en la velocidad del líquido

Siendo la relación teórica entre estos factores agrupada en la siguiente correlación.

$$\text{* Velocidad de Corrosión} = 0.0117 \frac{Co U_o^{0.9}}{Pr^{3/4}} \text{ mm/año}$$

Donde:

Co = concentración de oxígeno en ppb

Uo = velocidad del fluido en cm/seg

Pr = número de Prand + 1

Las fig. B.2, 3 y 4 muestran los resultados obtenidos con esta correlación. Los rangos de aplicación son: para temperatura de los 65-250°F para velocidad de 3-13 ft/seg. y del contenido de oxígeno será de 10-200 ppb.

Observando las figuras B.5,6,7,8 y 9 podremos comparar los datos obtenidos de plantas en operación contra los valores calculados.

Examinando las figuras podemos concluir que:

1. Los datos reales y los calculados concuerdan para bajos niveles de oxígeno y bajos flujos.
2. En general, los valores calculados son mas altos que los datos -- reales. Esto es natural y de esperarse, ya que la correlación supone que la superficie del metal está y permanece siempre limpia. Traduciéndose en considerar que el oxígeno no sufre de problemas-- para llegar a la superficie del metal.

\* Para convertir en pulg/año multiplicar por 0.03937

CORROSION DE ACERO AL CARBON  
 COMO FUNCION DE TEMPERATURA,  
 FLUJO, CONCENTRACION DE OXIGENO

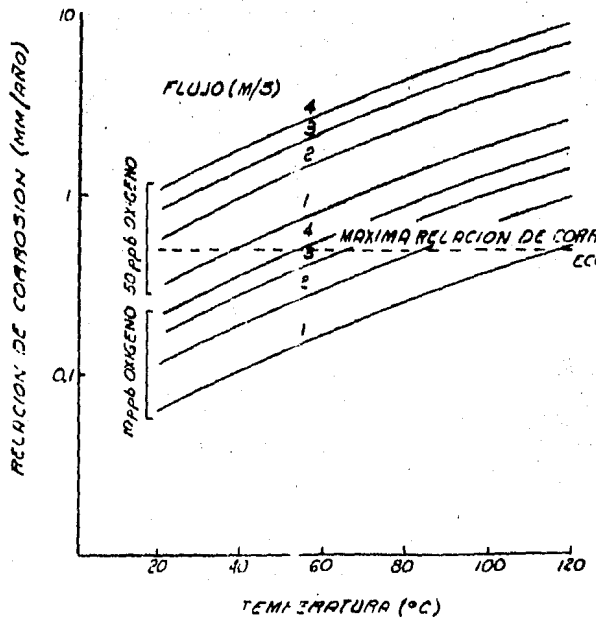


FIGURA B.2

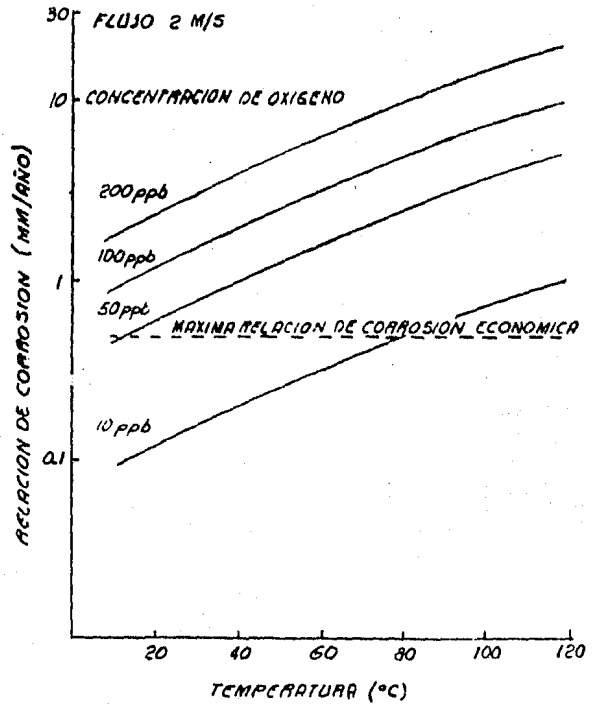


FIGURA B.3

COMPARACION DE RELACION DE  
CORROSION PARA ACERO AL CARBON

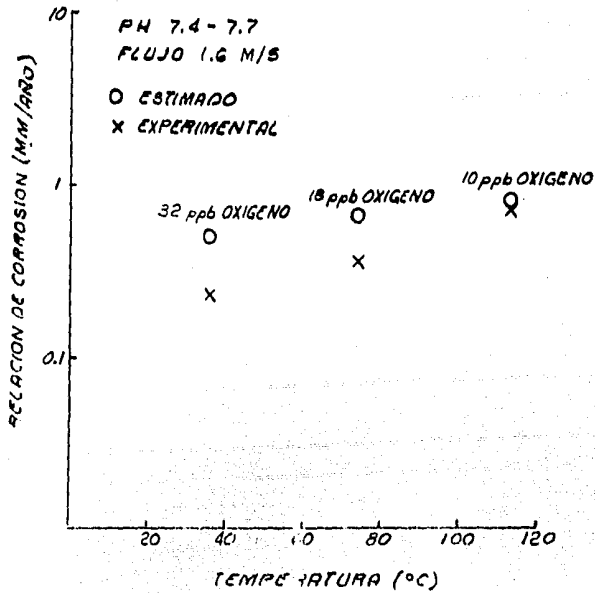


FIGURA B.4

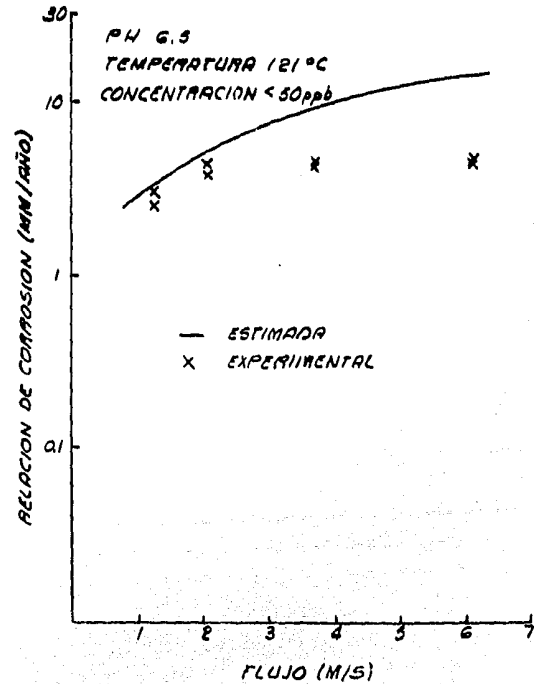


FIGURA B.5



CORROSION DE ACERO AL CARBON  
COMO FUNCION FLUJO Y CONCENTRACION DE OXIGENO

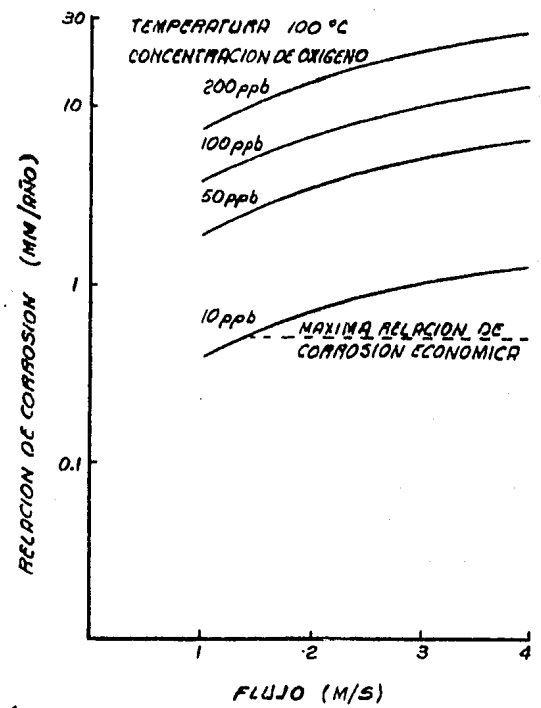


FIGURA B.6

COMPARACION DE LA RELACION DE  
CORROSION DE ACERO AL CARBON

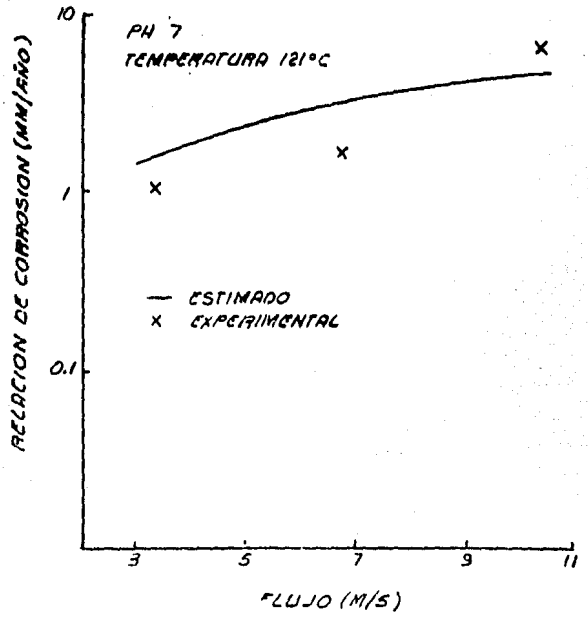


FIGURA B.7

COMPARACION DE LA RELACION DE  
CORROSION DE ACERO AL CARBON

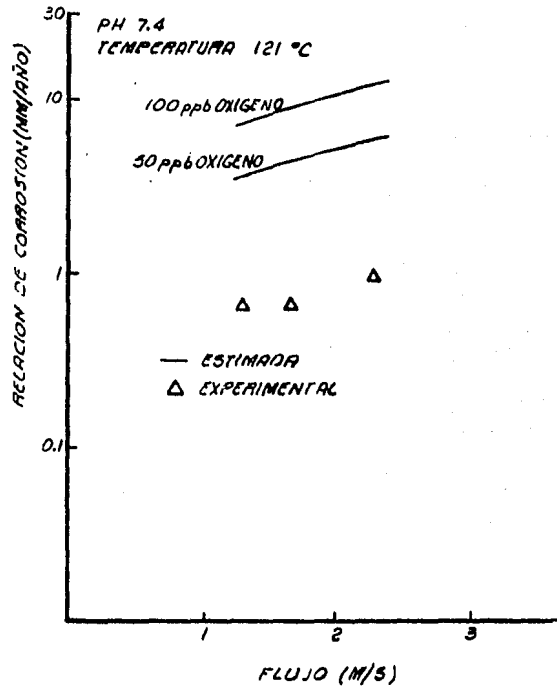


FIGURA B.8

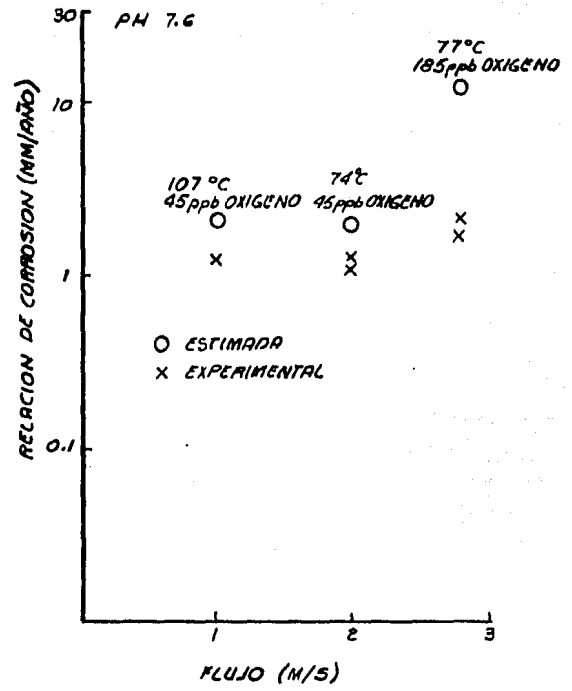


FIGURA B.9

En la práctica la corrosión forma escamas sobre la superficie del metal, ofreciendo una barrera de oxígeno. Este efecto puede apreciarse al notar de la tabla I que la velocidad de corrosión disminuye -- con el tiempo.

Tabla I

Tiempo de Exposición	Velocidad de Corrosión (mm/año)	(Pulg/año)
7 días	2.3	0.0906
14 días	1.9	0.0748
28 días	1.5	0.0591

Condiciones: Temperatura 250°F

Velocidad 5.0 ft/seg

Oxígeno 50 ppb

Por lo tanto la correlación es fiel en sus resultados para condiciones de superficies limpias (puede ser también cuando las escamas son desprendidas).

También cabe añadir que la correlación es mas adecuada a usarse en una planta donde el tratamiento es mediante ácido y no por polifosfatos. La razón de esto estriba en que cuando se usan polifosfatos se logran depósitos de carbonato de calcio y magnesio así como su hidróxido.

Restringiendo el acceso del oxígeno hacia la superficie del metal.

### B.2.2 Significado y Uso de los Datos Calculados.

Como se explicó previamente en esta sección los valores calculados re presentan condiciones de superficies metálicas limpias.

En la práctica la superficie metálica forma una capa ó escama de óxido de hierro magnético ( $Fe_3O_4$ ). Dicha capa es porosa y realmente no es enteramente protectora. El efecto que tiene es el de mantener una capa estática de fluido sobre la superficie del metal. Incrementando la distancia por la que el oxígeno tiene que difundirse para llegar a la superficie y sostener la reacción corrosiva. De aquí también dedu cimos porque la correlación está de acuerdo a los valores experimenta les en condiciones de bajas concentraciones de oxígeno y bajas veloci dades. Lo que ocurre en esta situación es que la capa de óxido de -- hierro es mas delgada y por lo tanto no representa una barrera tan -- grande para el oxígeno.

La experiencia nos demuestra que la corrosión del acero resulta ser - alta en áreas de flujo turbulento. Esto es debido a que en estas - - áreas la capa de óxido de hierro es arrastrada por el flujo dejando - siempre al descubierto la superficie.

Suponiendo que 10 mm (0.3937 pulg) es la máxima tolerancia económica - a la corrosión aceptable, entonces las líneas de las gráficas

con 0.5 mm/año (0.0197 pulg/año) (representan una planta con 20 años de vida), indican el límite de uso para el acero al carbón.

Debido a la experiencia con acero al carbón se han buscado métodos - y materiales para evitar la corrosión. Para el acero al carbón se - han llegado a usar recubrimientos epóxicos los cuales no han dado -- buenos resultados particularmente en las zonas de altas temperaturas.

### B.2.3 Subapendice

Antes de comenzar a presentar el desarrollo de la correlación, debemos aclarar bajo que suposiciones se rige.

La primera suposición será: la velocidad de corrosión es gobernada por la velocidad a la cual el oxígeno llega a la superficie metálica.

No existe alguna otra reacción catódica. Esto no es enteramente cierto debido a que existe una ligera reacción catódica debido al  $H_2$ , sin embargo esto puede ser ignorado cuando el pH resulte ser neutro.

También suponemos que el flujo está dentro del régimen turbulento.

El problema a resolver se convierte en la estimación de la velocidad con que el oxígeno llega a la superficie del metal, mediante la difusión. Esta velocidad de difusión debe estar en función de la temperatura, velocidad y concentración de oxígeno.

Cálculos que relacionan al flujo turbulento sobre el flux difusional a la superficie de una placa fueron elaborados por V.G. Levich.

$$\text{Flux} = \frac{C_o U_o^x K f^{1/2}}{Pr^{3/4} 1.41 \infty} \quad (1)$$

Donde:

$C_o$  es la concentración de oxígeno en moles/cm<sup>3</sup>

$U_o$  velocidad del fluido cm/seg

$x$  es una constante con valores que van de 0.5 a 0.9 dependiendo del -

sistema;  $x$  se aproxima a 0.9 a altos números de Reynolds.

$K_f$  es el coeficiente de arrastre

$\infty$  es una constante numérica cercana a la unidad, considerada aquí como uno.

$Pr$  es el número de Prandtl.

El coeficiente de arrastre es dado por la siguiente relación.

$$K_f^{1/2} = \frac{0.027}{Re^{0.1}}$$

El número de Prandtl es definido como el cociente de la viscosidad entre el coeficiente de difusión.

$$Pr = \frac{\nu}{D}$$

También se ha definido como la razón del número de Peclet entre el número de Reynolds.

$$Pe = \frac{U_0 L}{D} \quad Re = \frac{U_0 L}{\nu}$$

Donde  $L$  es la longitud de la placa.

Por lo tanto la ecuación (1) queda como:

$$\text{Flux} = \frac{C_0 D}{S}$$

Donde  $S$  es el espesor de la película de difusión.

$$S = \frac{1.41 Pr^{3/4} D}{K_f^{1/2} U^{0.9}}$$



La corriente de corrosión y velocidad de corrosión, están relacionadas al flux de la siguiente manera.

$$\text{Corriente de Corrosión} = n.F.(\text{Flux}) \quad \left| \frac{\text{A}}{\text{cm}^2} \right|$$

donde n es el número de electrones involucrados por molécula de oxígeno reducida (tomada como 4), F es un faradio (96494 coulombs/Equivalente).

$$\text{Velocidad de Corrosión} = 1.68 \times 10^4 n F (\text{Flux}) \left| \frac{\text{mm}}{\text{año}} \right|$$

#### Estimación de Velocidades de Corrosión.

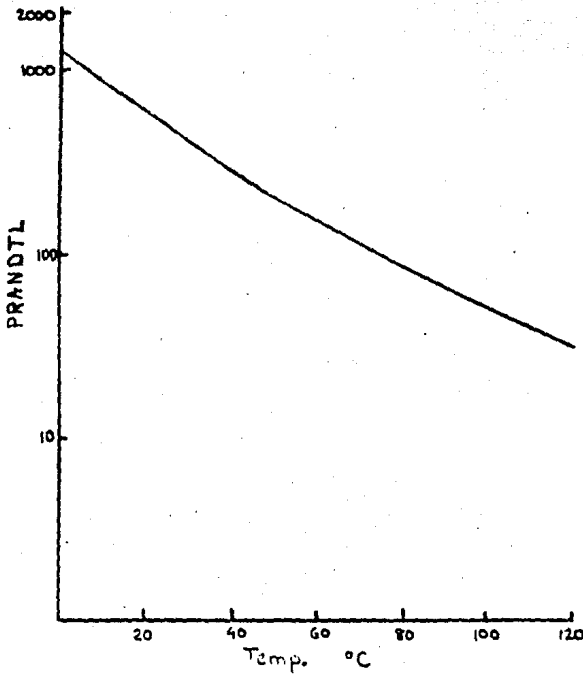
Para poder simplificar la ecuación (1) podemos suponer  $\infty = 1$ . Usando la ecuación (2) podemos demostrar que para valores típicos de Re el valor de  $K_f^{1/2}$  oscila entre 0.14 y 0.10; tomando como valor constante el de 0.12, dando un valor combinado constante para  $1.41 \infty / K_f^{1/2}$  que es igual a 12. Por lo tanto la ecuación (a) puede ser escrita como:

$$\text{Velocidad de Corrosion} = 3.76 \times 10^8 \frac{C_o U_o^{0.9}}{P_r^{3/4}} \quad \left| \frac{\text{mm}}{\text{año}} \right|$$

Si la concentración de oxígeno se expresa en ppb en lugar de moles/cm<sup>3</sup> la expresión se convierte en

$$\text{Velocidad de Corrosión} = 0.0117 \frac{C_o U_o^{0.9}}{P_r^{3/4}} \quad \left| \frac{\text{mm}}{\text{año}} \right|$$

PARÁ AGUA DE MAR



PRANDTL vs TEMPERATURA

FIGURA B.10

TEMPERATURA °F	VISCOSIDAD CINEMATICA ft <sup>2</sup> /seg	
	Agua Dulce	Agua de Mar
32	0.226	
50	0.163	0.168
59	0.142	0.149
68	0.124	0.132
77	0.111	0.117
86	0.100	0.107
104	0.084	
140	0.060	
212	0.034	

Para Agua de Mar

TEMPERATURA °F	COEFICIENTE DE DIFUSION ft <sup>2</sup> /seg
64	213.125
77	236.806
122	353.056
158	462.848
194	588.786

TEMPERATURA °F	OXIGENO ( ppb )			
	10	50	100	200
68	0.00449	0.02244	0.04488	0.08976
104	0.00764	0.03819	0.07638	0.15276
140	0.01205	0.06024	0.12047	0.24094
176	0.01843	0.09213	0.18425	0.36850
180	0.02689	0.13465	0.26890	0.5378
248	0.03945	0.19724	0.39449	0.78898

Velocidad 6.56 ft/seg

Velocidades de Corrosión en pulg/año

TEMPERATURA °F	OXIGENO ( ppb )			
	10	50	100	200
68	0.0024	0.01201	0.02402	0.04803
104	0.00409	0.02047	0.04094	0.08189
140	0.00646	0.03228	0.06457	0.12913
176	0.00988	0.04941	0.09882	0.19764
180	0.01441	0.07205	0.14409	0.28819
248	0.02114	0.10571	0.21142	0.42283

Condiciones: Agua deareada con una velocidad de 3.28 ft/seg.

Material: Acero al carbón

Velocidad 9.84 ft/seg.

TEMPERATURA °F	OXIGENO ( ppb )			
	10	50	100	200
68	0.00646	0.03288	0.06457	0.12913
104	0.01102	0.05512	0.11024	0.22047
140	0.01736	0.08701	0.17362	0.34724
176	0.02657	0.13307	0.26575	0.53150
180	0.03874	0.19370	0.38740	0.77480
248	0.05669	0.28346	0.56693	0.13386

Velocidad 13.12 ft/seg.

TEMPERATURA °F	OXIGENO (ppb)			
	10	50	100	200
68	0.00835	0.04173	0.08346	0.16693
104	0.01425	0.07126	0.14252	0.28504
140	0.02244	0.11220	0.22441	0.44882
176	0.03437	0.17205	0.34370	0.68740
180	0.05016	0.25000	0.50157	1.100315
248	0.07358	0.36850	0.73583	1.47165

### B.3 Acero Inoxidable.

Los aceros inoxidable dependan para su protección en la formación de una capa aislante sobre su superficie. Esta capa se forma al estar el metal en contacto con agua que contenga oxígeno disuelto o con el oxígeno existente en la atmósfera.

Una vez formada la capa sobre la superficie la velocidad de corrosión se vuelve tan baja que se considera nula. La protección generalmente es retenida en la mayoría de los medios corrosivos. Sin embargo en soluciones que contengan cloro esta es atacada, dando la corrosión de punto. Este tipo de corrosión es generalmente localizado en ranuras ó por debajo de depósitos donde es difícil que pueda llegar el oxígeno para formar la capa protectora (agua nueva).

La corrosión por cuarteadura ó de punto en los aceros inoxidable se da en condiciones donde existe agua estancada.

El proceso de corrosión por cuarteadura y de punto es considerado un proceso de dos etapas; Iniciación y Propagación.

Durante la iniciación, la capa protectora se va desintegrando. Esto es favorecido al tener un bajo contenido de oxígeno en el medio ambiente, bajo pH y un alto contenido de cloro. (condiciones comúnmente encontradas en las plantas desalinizadoras).

Sin embargo la fuerza motriz para lograr la propagación se debe a la diferencia entre la concentración de oxígeno existente en la cuartera dura ó punto y el medio-ambiente.

La diferencia da lugar a la formación de celdas de oxígeno. Estas celdas aislan el oxígeno dando lugar a la corrosión por puntos.

Tabla 2

	Agua de Mar	Tiempo	Profundidad de Picadura
Acero 316	Natural;Océano del Atlántico	486 días	0.09449 pulg. 2.4 mm
Acero 316	Deaerada: 221°F, 25 ppb O <sub>2</sub>	547 días	4.7244x10 <sup>-4</sup> pulg. 0.012 mm
Acero 304	Deaerada: 221°F, 25 ppb O <sub>2</sub>	547 días	0.02362 pulg. 0.6 mm

El mecanismo aún no se entiende, ya que la formación de celdas de oxígeno se ve favorecida mayormente en agua de mar normal que en agua deaerada con un contenido de oxígeno menor al 1% del contenido normal del agua de mar.

Por lo tanto debido a este mecanismo el acero inoxidable tiene la posibilidad de usarse en las plantas.

La tabla 2 contiene algunos datos sobre como el acero inoxidable 304- y 316 se comporta en el agua de mar.



La diferencia existente entre el acero inoxidable 304 y 316 es en el contenido de molibdeno del último. Debido a esto, se recomienda el uso de aceros que contengan molibdeno para uso en agua de mar.

Durante pruebas de mantenimiento en las plantas se comprobó que agua de mar normal a temperatura ambiente fue mas dañina que agua de mar deaerada a elevadas temperaturas. Por lo tanto se recomienda drenar completamente toda el agua cuando se de mantenimiento, esto incluye a loops de tuberías de pequeño diámetro.

a) Efectos de la Velocidad.

Corrosión puntual cesa de existir si la velocidad del fluido se logra mantener arriba de 3 ft/s. A esta velocidad se mantiene en buenas condiciones la capa protectora sobre la superficie del metal.

b) Truman y Kirkby<sup>9</sup> establecieron un límite de 176°F al que era muy poco probable que se diera una falla para el acero inoxidable, - bajo condiciones de altos contenidos de oxígeno y cloro.

c) P H.

El efecto del pH sobre el acero inoxidable 316 dentro de una solución en ebullición de NaCl al 26%. Se resume en la siguiente tabla.

pH	Tiempo a Fallar (semanas)
2	1.9
4	4.7
6	30 NF
8	30 NF
10	30 NF

NF = No se fracturó

Debe hacerse notar que el nivel del pH en ranuras puede ser mucho menor al del líquido en general. Por esta razón el diseño estructural deberá evitar la existencia de ranuras que den lugar a la corrosión por fractura. Un ejemplo de tales ranuras es en el acabado de partes soldadas.

d) Contenido de Cloro.

Truman ha examinado el efecto del cloro sobre la causa de fracturas y concluye que la posibilidad de fractura aumenta de manera proporcional con el contenido de cloro.

Su investigación fue llevada a cabo con salmuera recirculada. Se observó que a 212°F, una salmuera con 100 ppm de NaCl y 0.1% de cloro, el acero sufría inevitablemente de fracturas. Trabajando con condiciones semejantes pero con una concentración del 10% (100,000 ppm) de cloro el límite para evitar las fracturas fue de una temperatura-

de 176°F.

En la práctica las plantas operan con una concentración de cloro de - 1.5 - 3% (15 000 - 30 000 ppm), por lo tanto se debe buscar tener una buena deaeración.

#### B.4 Corrosión Galvánica.

La corrosión es un factor que todo Ingeniero debe de tomar en cuenta, ya que todos los componentes metálicos eventualmente se deterioran.

Entre las múltiples formas de corrosión existentes está la galvánica.

La corrosión galvánica ocurre cuando dos diferentes metales en contacto son expuestos a una solución electrolítica, dándose una diferencia de potencial eléctrico entre los dos metales. Esto sirve como la fuerza motriz para pasar corriente a través de la solución.

El flujo de corriente resulta en la corrosión de alguno de los dos metales en contacto.

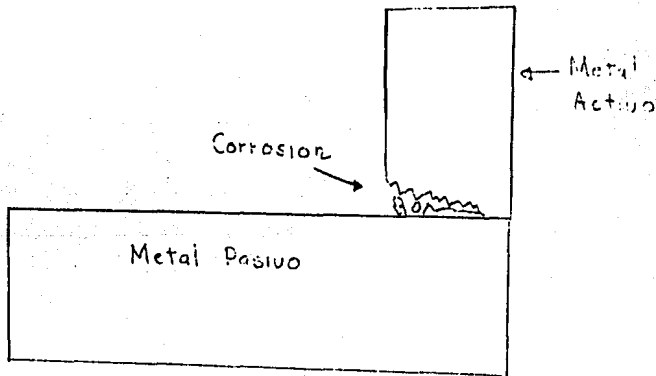
Entre mayor sea la diferencia de potencial de los metales mayor será la probabilidad de corrosión galvánica.

La corrosión galvánica causará el deterioro solo al metal más activo de los dos.

Hay que hacer hincapié que la corrosión sufrida por el metal más activo será más acelerada que si estuviese expuesto solo a la solución electrolítica. De manera inversa el metal más noble sufrirá una corrosión todavía más lenta que si estuviese solo en la solución.

Otro factor importante son las áreas relativas de los dos metales en contacto. Una área mayor del metal noble comparada a la del mas activo, acelerará la corrosión del activo y viceversa para la situación contraria.

La corrosión galvánica frecuentemente puede ser detectada al observar la acelerada corrosión del metal mas activo en las partes que hacen - contacto con el otro metal (como lo muestra la siguiente ilustración).



Este tipo de corrosión puede ser evitado, aislando de alguna manera a los metales en cuestión. Sin embargo la mejor manera para evitar esto es haciendo una selección adecuada de los metales, escogiendo aquellos que tengan la menor diferencia de potencial posible. Esto se -- puede hacer de acuerdo a la figura 2, que está referida al agua de -- mar.

La tabla (B.11) nos da un criterio para esta selección de materiales.

P - Área pequeña de A  
centra B  
E - Área Equivalente  
G - Área mayor de A  
centra B

o Corrosion Galvanica Esperada  
X Se puede dar la corrosion galvanica  
O No se dara la corrosion

Metal A	Metal B	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Alcaciones De Magnésio	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Zinc	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Alcaciones De Aluminio	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Cadmio	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Acero Suave	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Hierro Fundido	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Acero dta. resis. de baja alcacion	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Laton	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Bronce de Mn	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Cobre	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Soldadura de Sn	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Soldadura de Pb	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Bronce tipo O y M	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
CuNi 90-10	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
CuNi 70-30	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Bronce de Ni y Al	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Soldadura de Plata	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Acero Inoxidable 302, 304, 302, 304	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Alcaciones 400 K-500	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Acero Inoxidable 316 y 317	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Alcacion 180 y 125	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Tiempo Alcaciones 276 y 618	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o
Gráfico	P E G	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o	o

Fig. B.11 Corrosion Galvanica

>\_  
OLD: BALANCE

323

>\_  
L

```
00010 REM PROGRAMA BALANCE DE MASA Y ENERGIA
00020 DIM F(15),C(20)
00030 DIM W(20)
00040 PRINT"INSERTE LAS SIGUIENTES,TC,TB0,TBN,TS"
00050 INPUT T,T1,T5,S
00060 REM TC=T,TB0=T1,TBN=T5,TS=S
00070 PRINT"INSERTE LOS SIGUIENTES MD,CR,R"
00080 INPUT W,E3,R
00090 REM MD=W,CR=E,R=R
00100 H=(R-2.426)/(0.185)
00110 N1=INP(N)
00120 N2=4-N1
00130 IF N2>0.5 THEN 220
00140 R=2.426+(0.185*N1)
00150 J=N1/((R)*(2.5-(8.5/R)))
00160 K1=INP(J)
00170 K2=J-K1
00180 IF K2>0.5 THEN K1=K1+1.0
00190 D1=(T1-T5)/N1
00200 REM D1=DELTA TX
00210 GO TO 240
00220 N1=N1+1
00230 GO TO 140
00240 REM V1=VARIABLE, MR=W2,WS=V
00250 V1=(1.0-(D1/1000))**(N1)
00260 W2=W/(1.0-V1)
00270 V5=W/R
00280 L=1090.38-(0.499546*S)-(0.000319197*(S**2))
00290 G=V5*L
00300 REM L=LAMDA,MF=F,MFS=F1,XMJS=X
00310 F=(E3/(E3-1.0))*W
00320 F1=F*0.034483
00330 X=E3*0.034483
00340 DIM M(25)
00350 M=W2
00360 T9=T1
00370 J3=0.0
00380 J1=N1-K1
00390 P=0.0
00400 FOR I=1.0 TO N1 STEP 1
00410 T2=T9-D1
00420 L=1090.38-(0.499546*T2)-(0.000319197*(T2**2))
00430 P1=M*(D1/L)
00440 M=M-P1
00450 T9=T2
00460 P=P1+P
00470 IF I>=J1 THEN J3=J3+(P1*L)
00480 PRINT"CAMARA NUMERO";I
00490 PRINT"TEMPERATURA DE SALMUERA";T9,"F"
00500 PRINT"DESTILADO OBTENIDO";P1,"LE/H"
00510 PRINT"DESTILADO OBTENIDO HASTA AHORA";P,"LE/H"
00520 PRINT"SALMUERA SOBRENTE";M,"LR/H"
00530 PRINT"CALOR DE EVAPORACION";L,"BTU/LE"
00540 NEXT I
00550 PRINT
```

```

00560 PRINT
00570 PRINT
00580 PRINT"CANTIDAD TOTAL DE DESTILADO Y CORRIENTE SALMUERA"
00590 PRINT"DESTILADO";P           ,"LB/H"
00600 PRINT"SALMUERA";M           ,"LB/H"
00610 REM M3=W3,MJS=F2,MRR=W4,MRS=F3,MRS=F4
00620 W3=W2-P
00630 F2=W3*X
00640 W4=W2-F
00650 F3=W4*X
00660 F4=F3+F1
00670 REM XMRRS=F5
00680 F5=F4/W2
00690 REM DE AQUI NOS VAMOS A UNA SUBROUTINA DE TEMPERATURA
00700 PRINT
00710 PRINT
00720 PRINT
00730 C(15)=F5
00740 GO SUB 1710
00750 Q5=Q
00760 K=W2
00770 T(10)=T1
00780 GO SUB 1190
00790 PRINT"NUMERO DE ITERACIONES";C
00800 PRINT"T2=";F(10)           ,"F"
00810 T2=F(10)
00820 T9=(T2+T1)/2
00830 C=A1+(A2*T9)+((A3)*(T9**2))
00840 Q1=W2*C*(T1-T2)
00850 W5=W3-W4
00860 F8=E3*0.034483
00870 REM W5=MCW,MCWS=F5,T8=T1
00880 F6=W5*X
00890 REM
00900 T8=T2-(D1*J1)
00910 REM
00920 PRINT
00930 PRINT
00940 T9=(T8+T5)/2
00950 C(15)=F8
00960 GO SUB 1710
00970 C=A1+(A2*T9)+((A3)*(T9**2))
00980 Q2=W4*C*(T5-T9)
00990 REM
01000 Q5=Q2
01010 A1=0.9539
01020 A2=9.5398E-6
01030 A3=2.52469E-7
01040 K=F
01050 T(10)=T8
01060 GO SUB 1190
01070 PRINT"NUMERO DE ITERACIONES";C
01080 PRINT"T1=";F(10)           ,"F"
01090 W3=J3
01100 T9=(F(10)+T)/2
01110 A1=0.9539
01120 A2=9.5398E-6
01130 A3=2.52469E-7
01140 C=A1+(A2*T9)+((A3)*(T9**2))
01150 F5=G3/(C*(F(10)-T))

```



```

01160 REM M5=MM, F(10)=T, X*JS=FS
01170 M6=M5-F
01180 GO TO 1370
01190 REM SUBROUTINA CALCULO DE TEMPERATURA
01200 V=T(10)-S
01210 C=0.0
01220 G1=(K*A1)*(T(10)-V)
01230 G2=(K*A2*0.5)*((T(10)**2)-(V**2))
01240 G3=(K*A3*0.25)*(T(10)-(V**2))
01250 W(10)=G1+G2+G3-Q5
01260 G4=(K*A1)*(-1.0)
01270 G5=(K*A2*0.5)*((-2.0)*V)
01280 G6=(K*A3*0.25)*((-2.0)*V)
01290 W(11)=G4+G5+G6
01300 F(10)=V-(W(10)/W(11))
01310 C=C+1.0
01320 F(11)=ABS(F(10)-V)
01330 V=F(10)
01340 IF C>25 THEN 1690
01350 IF F(11)>0.1 THEN 1220
01360 RETURN
01370 PRINT
01380 PRINT
01390 PRINT
01400 PRINT "T=";T8      ,"F"
01410 PRINT"NUMERO DE CAMARAS TOTALES";N1
01420 PRINT"CAMARAS DE RECUPERACION ";J1
01430 PRINT"CAMARAS DE RECHAZO      ";K1
01440 PRINT"CARGA TERMICA TOTAL      ";Q      ,"PTU/H"
01450 PRINT
01460 PRINT
01470 PRINT"CORRIENTES DE AGUA DE MAR (LL/H)"
01480 PRINT
01490 PRINT"M=";M5      ,"MD=";M6
01500 PRINT"MF=";F      ,"MR=";M2
01510 PRINT"MJ=";M3      ,"MRR=";M4
01520 PRINT"MCW=";M5      ,"MS=";M5
01530 PRINT
01540 PRINT
01550 PRINT"SALES EN LAS CORRIENTES LB/H"
01560 PRINT
01570 PRINT"MRS=";F4      ,"MCS=";F6
01580 PRINT"MFS=";F1      ,"MRS=";F3
01590 PRINT
01600 PRINT
01610 PRINT"CONCENTRACIONES DE SOLIDO/LI SOLUCION"
01620 PRINT
01630 PRINT"XMRS=";F5      ,"XMS=";F5
01640 PRINT
01650 PRINT
01660 PRINT"ESTE PROGRAMA CONSIDERA 0.034473 LA "
01670 PRINT"CONCENTRACION NORMAL DEL AGUA DE MAR "
01680 GO TO 1880
01690 PRINT" NO CONVERGE LA TEMPERATURA"
01700 GO TO 1880
01710 A1=0.95395
01720 A2=9.53928E-6
01730 A3=2.52469E-7
01740 IF C(15)<=0.034 THEN GO TO 1370
01750 A1=0.93073

```

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*

```
01700 A2=6.62915E-5
01770 A3=7.11337E-8
01780 IF C(15)<=0.051 THEN GO TO 1870
01790 A1=0.90784
01800 A2=8.5746E-5
01810 A3=2.61684E-8
01820 IF C(15)<=0.064 THEN GO TO 1870
01830 A1=0.38732
01840 A2=1.17137E-4
01850 A3=9.53118E-8
01860 IF C(15)>0.066 THEN GO TO 1870
01870 RETURN
01880 END
```

326

>  
ALT

>  
OLD:COEFICIENTE  
 >  
 L

327

```

00005 REM TRACE ON
00010 PRINT" SECCION DE RECUPERACION"
00020 C(25)=0.0
00030 DIM T(20),C(30),X(20),F(20),W(20)
00040 REM ESTE ES EL PROGRAMA COEFICIENTE
00044 PRINT"INSERTE EL FLUJO POR CAMARA (LB / H ) "
00045 INPUT M
00050 PRINT"INSERTE W1 (FT) Y L (PULG)"
00060 INPUT W1,L
00070 PRINT" INSERTE T1,T2,T3 (F)"
00080 INPUT T1,T2,T3
00090 PRINT"INSERTE T(11),T(12),T(13) (F)"
00100 INPUT T(11),T(12),T(13)
00110 PRINT"INSERTE ID Y OD (PULG)"
00120 INPUT D8,D9
00121 D8=D8/12.0
00122 D9=D9/12.0
00123 PRINT "INSERTE PT Y X (PULG)"
00124 INPUT P,X
00125 PRINT "INSERTE A (FT2/FT)"
00126 INPUT A
00127 PRINT"INSERTE CONCENTRACIONES C1 Y C2 (LB SOLI/LB SOL)"
00128 INPUT C1,C2
00150 J=0.0
00160 G=M/W1
00170 IF G<=200000 THEN GO TO 350
00180 IF G>=500000 THEN GO TO 370
00190 Z1=(G-85000)/10000
00200 Z2=(610.0/((T3+T(13))/2) +460.0)**3.12
00210 Z3=((T2-T1)/3)**0.6
00220 Z4=(3.6+(0.63*L))
00230 Z5=(Z1*Z2*Z3)+Z4
00240 W2=Z5*1.5
00250 W1=W1*12.0
00260 REM PRINT"G=";G , "Z5=";Z5 , "Z3=";Z3
00270 PRINT" DIMENSIONES TENTATIVAS DE CAMARA "
00280 PRINT
00290 PRINT" ANCHO DE LA CAMARA=";W1 , "PULGADAS"
00300 PRINT" LONGITUD DE CAMARA=";W2 , "PULGADAS"
00310 PRINT
00320 PRINT" LONGITUD DE TUBOS ? (FT)"
00330 INPUT L2
00340 GO TO 390
00350 W1=W1-0.08333
00360 GO TO 160
00370 W1=W1+0.08333
00380 GO TO 160
00390 I=0.0
00400 I1=C.0
00405 PRINT "AUMENTOS DE TEMPERATURA DE EBULLICION"
00406 PRINT "PRIMERA Y ULTIMA CAMARA"
00410 IF I=0.0 THEN T5=T3 ELSE T5=T(13)
00420 IF I=0.0 THEN C=C1 ELSE C=C2
00430 GO TO 1350
00440 I=I+1.0

```

```

00445 PRINT "AUMENTO=";C7,"F"
00450 I1=I1+C3
00460 IF I=1.0 GO TO 410
00470 I1=I1/2.0
00475 PRINT "AUMENTO PROMEDIO";I1,"F"
00480 T4=T3-11
00490 Z1=LOG((T4-T1)/(T4-T2))
00500 Z9=T2-T1
00510 M1=Z9/Z1
00520 REM PRINT"M1=";M1,"Z1=";Z1,"Z2=";Z2
00530 PRINT "MTD=";M1,"f"
00540 REM MTD=M1,T4=TV,X=DISTANCIA ENTRE TUBOS,C1,C2=CONCENTRACION
00550 U4=550
00560 T5=(T2+T1)/2.0
00570 C=C1
00580 IF C(25)=>1.0 GO TO 3020
00590 GO SUB 2020
00600 T8=T1
00610 I=2.0
00620 NEM
00630 Q=M*C(22)*(T2-T1)
00640 A1=Q/(U4*M1)
00650 L1=A1/A
00660 REM A1=AREA TRANS.,L1=LT,T=NT
00670 T=INP(L1/L2)
00675 PRINT
00676 PRINT " NUMERO DE TUBOS CALCULADOS"
00677 PRINT"NTC=";T
00680 A2=(43.14159*((D0/2)**2))*T
00690 REM PRINT"A2=";A2,"T=";T,"A1=";A1
00700 PRINT " AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA ";A1,"FT2"
00710 REM PRINT"Q=";Q
00720 GO SUB 2020
00730 F=M/D5
00740 V=C/F/A2)#3600
00750 REM IF V<4.0 THEN GO TO 670
00760 REM IF V>10 THEN GO TO 670
00770 PRINT " VELOCIDAD DE AGUA POR TUBOS";V,"FT/SEC"
00780 REM W=VELOCIDAD,A2=AA
00790 GO TO 860
00800 PRINT"VELOCIDAD FUERA DE RANGO";V,"FT/SEC"
00810 PRINT"INSERTL ID,OD,PT"
00820 INPUT DR,D9,P
00830 PRINT"INSERTE X, A"
00840 INPUT X,A
00850 GO TO 650
00860 REM ESTE ES EL CALCULO DEL HAZ DE TUBOS
00870 W3=0.0
00880 H1=0.0
00890 W3=W3+(D9*12)
00900 H1=H1+1.0
00910 IF (H1-W3)=2.0 THEN GO TO 960
00920 W4=W3*X
00930 IF (H1-W4)<2.0 THEN GO TO 950
00940 W3=W4
00950 GO TO 890
00960 PRINT " NUMERO DE TUBOS SUGERIDOS EN EL HAZ "
00961 PRINT"NUMERO DE TUBOS POR HILERA HORIZONTAL";H1
00970 H2=T/H1
00980 H3=INP(H2)
    
```

```

00990 IF (H1-H2)>.5 THEN H2=H1+.1
01000 H2=H2
01010 PRINT "NUMERO DE TUBOS POR HILEPA VERTICAL";N2
01020 A3=C.5225
01030 T=H1*H2
01040 PRINT "NUMERO TOTAL DE TUBOS EN EL HAZ";T
01050 W5=(H2-1.0)*(COS(A3))*P*09+2.0
01060 PRINT
01070 PRINT "DIMENSIONES DEL HAZ DE TUBOS"
01080 PRINT
01090 PRINT "ANCHO=";W3,"PULGADAS"
01100 PRINT "ALTO =" ;W5,"PULGADAS"
01110 REM H1=NH,H2=NH
01120 GO SUB 1310
01130 U1=U
01140 C=C1
01150 T5=(T(11)+T(12))/2.0
01160 GO SUB 1310
01170 U2=U
01180 U=(U1+U2)/2
01190 U3=ABS(U4-U)
01200 U4=U
01210 J=J+1.0
01220 REM PRINT "J=";J,"U4=";U4,"U=";U
01230 REM PRINT "U=";U1,"U2=";U2
01240 REM PRINT "C(25)=";C(25)
01250 IF J>50 GO TO 3130
01260 IF U>50.01 GO TO 560
01270 PRINT "ESTE ES EL COEFICIENTE GLOBAL PARA RECUPERACION"
01280 PRINT "U=";U,"BTU/H FT2 F"
01290 C(25)=C(25)+1.0
01300 GO TO 2910
01310 REM AGUI CUMIFRZA SUB 2000
01320 GO SUB 2020
01330 A3=C.5225
01340 REM
01350 A3=2.
01360 A3=3
01370 REM
01380 A3=4
01390 IF I=2.0 THEN T5=T3 ELSE T5=T(13)
01400 R=(D1+V*D5)/(V5/3600)
01410 P=(C(22)*V5)/A
01420 PRINT
01430 PRINT "RRE=";R,"PRANDTL=";P
01440 R=R*.8
01450 P=P*.3333
01460 H=(R*P*K*0.827)/D5
01470 IF H2=1.0 THEN C(10)=1.310
01480 IF H2>16.0 THEN C(10)=1.4017
01490 C7=1.257
01500 IF H2<16.0 THEN C(10)=C7
01510 C=(1.423*(4)+(X(10)+.3)
01520 F(10)=1.0-(34.313*X(10))+((1.227*(E-3))*(X(10)+.2))-C8
01530 H5=7.725*C(10)*F(10)
01540 PRINT "PROPIEDADES DE SALMUERA POR TUBOS"
01541 PRINT
01542 IF I=2.0 THEN C(17)=13 ELSE C(17)=T(12)
01543 PRINT
01544 PRINT "LA SIGUIENTE TEMPERATURA";C(17),"F"
    
```

```

01550 PRINT
01560 PRINT" DENSIDAD";D5      ,"LR/FT3"
01570 PRINT" VISCOSIDAD";V5      ,"LB/FT H "
01580 PRINT" CALOR ESPECIFICO";C(22)      ,"BTU/LB F "
01590 PRINT" CONDUCTIVIDAD TERMICA";K      ," BTU/H FT2 (F/FT)"
01600 REM PRINT"V. =";V5      ,"C(22) =";C(22)      ,"K =";K
01610 IF I=2.0 THEN S=T4-T1 ELSE S=T4-T(11)
01620 GO SUB 2020
01630 C=0.01
01640 REM
01650 L(10)=1090.39-0.499546*T5-(3.19197E-4)*(T5**2)
01660 H4=(K**3)*(D5**2)*L(10)*4.17E 8
01670 H6=V5*D9*S*H2
01680 H4=(H4/H6)**0.25
01690 H6=H5*H4
01700 K2=17.05-((5.0E-4)*(T5))+((2.5E-5)*(T5**2))
01710 H5=K2/((D9-D8)/2)
01720 REM PRINT"D5=";D5      ,"K=";K      ,"V5=";V5
01730 H4=2000
01740 H=1/H
01750 H6=1/H6
01760 H3=1/H3
01770 H4=1/H4
01780 I=I+1
01790 U=H*H6+H3+H4
01800 U=1/U
01810 REM PRINT"H=";H      ,"H6=";H6
01820 REM PRINT"H3=";H3      ,"H4=";H4
01830 PRINT"I=";I
01840 RETURN
01850 REM ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION
01860 C3=0.15836+(1.77869E-3)*T5
01870 IF C<0.03 THEN GO TO 2010
01880 C3=0.27344+(2.611475E-3)*T5
01890 IF C<0.0345 THEN GO TO 2010
01900 C3=1.172-(1.2294E-2)*T5+(5.8055E-5)*(T5**2)
01910 IF C<0.045 THEN GO TO 2010
01920 C3=.312+(4.4158E-3)*T5-(2.3611E-6)*(T5**2)
01930 IF C<0.053 THEN GO TO 2010
01940 C3=.496+(4.2555E-3)*T5+(5.555E-7)*(T5**2)
01950 IF C<0.058 THEN GO TO 2010
01960 C3=0.5334+(6.2454E-3)*T5-(2.3025E-6)*(T5**2)
01970 IF C<0.07 THEN GO TO 2010
01980 C3=.64015+(7.46E-3)*T5-(2.6869E-6)*(T5**2)
01990 IF C>0.07 THEN GO TO 2010
02000 I=I+1
02010 RETURN
02020 REM CALOR ESPECIFICO BTU/LB F
02030 Z1=0.25395
02040 Z2=.9.53988E-6
02050 Z3=2.52469E-7
02060 C(22)=Z1+(Z2*T5)+(Z3*(T5**2))
02070 IF C<0.034 THEN GO TO 2240
02080 Z1=0.03073
02090 Z2=6.62915E-5
02100 Z3=7.11337E-8
02110 C(22)=Z1+(Z2*T5)+(Z3*(T5**2))
02120 IF C<0.051 THEN GO TO 2240
02130 Z1=0.00864
02140 Z2=.5746E-5

```

```

02150 Z3=2.61684E-6
02160 C(22)=Z1+(Z2*T5)+(Z3*(T5**2))
02170 IF C<=0.058 THEN GO TO 2240
02180 Z1=0.88732
02190 Z2=1.17137E-4
02200 Z3=9.53118E-6
02210 C(22)=Z1+(Z2*T5)+(Z3*(T5**2))
02220 IF C>0.068 THEN GO TO 2240
02230 REM
02240 REM DENSIDAD LB/FT3
02250 T6=(T5-32)/1.8
02260 Z1=1.46443E-4
02270 Z2=2.75468E-6
02280 Z3=62.4356
02290 D5=(1.00143-(Z1*T6)-(Z2*(T6**2)))*Z3
02300 IF C<0.017 THEN GO TO 2400
02310 Z1=1.03931E-4
02320 Z2=2.95929E-6
02330 D5=(1.02631-(Z1*T6)-(Z2*(T6**2)))*Z3
02340 IF C<=0.051 THEN GO TO 2400
02350 Z1=1.92475E-4
02360 Z2=2.46323E-6
02370 D5=(1.0545-(Z1*T6)-(Z2*(T6**2)))*Z3
02380 IF C>0.051 THEN GO TO 2400
02390 REM
02400 REM CONDUCTIVIDAD TERMICA BTU/H FT2 (F/FT)
02410 Z1=0.29506
02420 Z2=8.7303E-4
02430 Z3=1.98476E-6
02440 K=Z1+(Z2*T5)-(Z3*(T5**2))
02450 IF C<=0.017 THEN GO TO 2570
02460 Z1=0.2865
02470 Z2=9.05129E-4
02480 Z3=1.98476E-6
02490 K=Z1+(Z2*T5)-(Z3*(T5**2))
02500 IF C<=0.051 THEN GO TO 2570
02510 Z1=0.28198
02520 Z2=8.69553E-4
02530 Z3=1.932E-6
02540 K=Z1+(Z2*T5)-(Z3*(T5**2))
02550 IF C>0.051 THEN GO TO 2570
02560 REM
02570 REM VISCOSIDAD LB/FT H
02580 Z1=6.62628
02590 Z2=9.92782E-2
02600 Z3=7.038E-4
02610 Z4=2.427E-6
02620 Z5=3.259E-9
02630 Z5=Z5*(T5**4)
02640 V5=Z1-(Z2*T5)+(Z3*(T5**2))-(Z4*(T5**3))+Z5
02650 IF C<=0.017 THEN GO TO 2600
02660 Z1=6.91713
02670 Z2=0.104826
02680 Z3=7.562E-4
02690 Z4=2.638E-6
02700 Z4=(3.57167E-9)*(T5**4)
02710 V5=Z1-(Z2*T5)+(Z3*(T5**2))-(Z4*(T5**3))+Z5
02720 IF C<=0.034 THEN GO TO 2800
02730 Z1=6.313386
02740 Z2=0.0734824

```

```

02750 Z3=7.4E-4
02760 Z4=8.1317E-7
02770 Z5=(4.531E-10)*(T5**4)
02780 V5=Z1-(Z2*T5)+(Z3*(T5**2))-(Z4*(T5**3))+Z5
02790 IF C(25)>.034 THEN GO TO 2800
02800 RETURN
02810 A5=0.70538*(D5**2)
02820 A6=(T*A5)
02830 IF C(25)=2.0 THEN M=M5
02840 G5=M/A6
02850 T5=(T1+T(11))/2
02860 C=C1
02870 GO SUB 2020
02880 REM
02890 REM PRINT"V5=";V5           ,"D5=";D5
02891 R=(D5*V*D5)/(V5/3600)
02892 R1=3.51656E-4
02893 R2=(-6.77528E-9)*(R)
02894 R3=(7.83144E-14)*(R**2)
02895 R4=(-3.67311E-19)*(R**3)
02896 R5=(5.76179E-25)*(R**4)
02900 F5=R1+R2+R3+R4+R5
02905 G5=G5**2
02910 P5=(G5*F5*L2)/((5.22E10)*(D5/62.371)*D8)
02920 PRINT"CAIDA DE PRESION DE TUBOS POR CAMARA";P5           ,"LP/PULO"
02930 REM
02940 IF C(25)=1.0 GO TO 2980
02950 GO TO 3180
02960 PRINT"EL SISTEMA NO CONVERGE"
02970 GO TO 3120
02980 PRINT" SECCION DE RECHAZO"
02985 PRINT"NUMERO DE CAMARAS EN RECHAZO"
02986 INPUT J5
02987 PRINT"FLUJO POR TUBOS (Lb/H)"
02988 INPUT M5
02990 PRINT" INSERTE TC , TDN (F)"
03000 INPUT T(14),T(19)
03010 GO TO 40
03020 T(15)=EXP(Z9/M1)
03030 T(16)=Z9/(T(15)-1.0)
03040 W(15)=((T(19)-T(14))/J5)-Z9
03050 REM T(15)=TETA,TID=T(15),W=W(15)
03060 C(25)=C(25)+1.0
03070 A1=(M5/U4)*(Z9/(Z9+W(15)))*(LOG((T(16)+Z9+W(15))/T(16)))
03080 T5=(T2+T1)/2.0
03090 I=2.0
03100 C=C1
03110 L1=A1/A
03120 T=INP(L1/L2)
03122 PRINT
03123 "NUMERO DE TUBOS CALCULADOS"
03124 PRINT"NTC=";T
03130 A2=((3.14159*(D5/2)**2))*T
03140 PRINT "AREA DE TRANSFERENCIA POR CAMARA ";A1           ,"FT2"
03150 GO SUB 2020
03160 F=M5/D5
03170 GO TO 740
03171 TRACE ON
03175 TRACE OFF
03180 END

```



>  
 >\_  
 OLD:SIMULACION  
 >\_  
 L

333

```

00010  REM ESTE ES SOLO UN COMENTARIO
00020  PPINT" DAME LA TEMPERATURA DEL AGUA DE MAR :TC:(F)"
00030  INPUT T
00040  PRINT"DAME LA TEMPERATURA MAXIMA TEO (F) "
00050  INPUT T3
00060  PRINT"DAME EL AREA DE RECHAZO ( FT2 ) "
00070  INPUT A1
00080  PRINT"DAME EL AREA DE RECUPERACION ( FT2 )"
00090  INPUT A2
00100  PRINT "DAME EL AREA DEL CALENTADOR ( FT2 )"
00110  INPUT A3
00120  PRINT"DAME LOS VALORES DE U1,U2,U3 ( BTU/H FT2 F)"
00130  INPUT U1,U2,U3
00140  PRINT"NUMERO DE CAMARAS EN RECUPERACION Y RECHAZO"
00150  INPUT N2,N1
00160  PRINT"CALOR ESPECIFICO DE RECUPERACION Y RECHAZO (BTU/LB F)"
00170  INPUT C2,C1
00180  PRINT" AUMENTO DE EBULLICION EN RECUPERACION Y RECHAZO (F)"
00190  INPUT E2,E1
00200  PRINT"I=";I
00210  PRINT" VALOR DEL COCIENTE DE CONCENTRACION"
00220  INPUT C3
00230  PRINT"AGUA DE MAR ALIMENTADA A LA PLANTA :M: (LB/H)"
00240  INPUT W1
00250  PRINT"CORRIENTE DE ALIMENTACION A CAMARAS :MR:(LB/H)"
00260  INPUT W2
00270  PRINT"DAME EL VALOR DEL FACTOR  A"
00280  INPUT A
00290  Z1=U1*A1*(-1.0)
00300  Z2=W1*C1
00310  Z3=Z1/Z2
00320  Z3=EXP(Z3)
00330  L1=1.0-(Z3)
00340  PRINT
00350  PRINT
00360  PRINT"BJ=";B1
00370  Z9=U2*A2*(-1.0)
00380  Z2=W2*C2
00390  Z3=Z9/Z2
00400  Z3=EXP(Z3)
00410  B2=1.0-(Z3)
00420  PRINT"FR=";B2
00430  N=Z2/(W1*C1)
00440  Z=T3-T
00450  Z1=E2*N2*B2
00460  Z2=(E1*N1*B1)/N
00470  Z3=N2*B2
00480  Z4=N1*B1
00490  Z2=Z+Z2+Z1
00500  Z1=Z3+Z4+N
00510  Z3=Z2/Z1
00520  T2=(Z3-T3)*(-1.0)
00530  PRINT"T2=";T2 ;"F"
00540  G=W2*C2*(T3-T2)
00550  PRINT"LA CARGA TERMICA ES ";G ;"BTU/H "

```

\*\*\*\*\* S?

\*\*\*\*\*

```
00560 Z1=U3*A3*(-1.0)
00570 Z3=Z1/(W2*C2)
00580 Z3=EXP(Z3)
00590 U3=1.0-Z3
00600 PRINT"BB=";B3
00610 S=((T3-T2)/B3)+T2
00620 PRINT"ESTA ES LA TEMPERATURA DEL VAPORES";S
00630 L=1090.38-(0.499546*S)-(0.000319197*(S**2))
00640 W3=Q/L
00650 PRINT"ESTA ES LA CANTIDAD DE VAPORES WS ";W3
00660 Z1=(E2*N2*B2)*N
00670 Z2=E1*N1*B1
00680 Z=Z*((N2*B2)+(N1*B1))
00690 Z=Z-(Z1+Z2)
00700 Z=Z/((N2*B2)+(N1*B1)+N)
00710 T5=(Z-T3)*(-1.0)
00720 PRINT"ESTA ES LA TEMPERATURA DE DESCARGA T5";T5
00730 REM
00740 REM
00750 Z1=((T5-E1)-T)
00760 Z2=(B1*Z1)*N1
00770 T1=Z2+T
00780 PRINT"T1="T1
00790 T6=T3-T2
00800 T6=B2*(T6-E2)
00810 T6=((T6*N2)-T2)*(-1.0)
00820 PRINT"T6=";T6
00830 T4=(T3-T2)+T6
00840 PRINT"T4=";T4
00850 Z1=A*W2*C2
00860 Z2=Z1*(T3-T5)
00870 W=Z2/L
00880 PRINT"ESTA ES EL AGUA PRODUCTO MD ";W
00890 Z=C3-1.0
00900 W4=(C3*W)/Z
00910 W5=W4-W
00920 W6=W2-W4
00930 PRINT"ESTAS SON ALGUNAS CORRIENTES (LE/H) "
00940 PRINT"MF=";W4
00950 PRINT
00960 PRINT
00970 PRINT"SIGUIENTES OPCIONES SON CWP=1,CSP=2,OUT=C."
00980 INPUT X
00990 IF X=1.0 THEN GO TO 1020
01000 IF X=2.0 THEN GO TO 1040
01010 IF X=0.0 THEN GO TO 1060
01020 GO SUB 1060
01030 GO TO 290
01040 GO SUB 1480
01050 GO TO 290
01060 REM AQUI COMIENZA LA SUBROUTINA CWP
01070 I=0.0
01080 K=W2/W1
01090 PRINT"DAME LOS VALORES DE TC Y MR"
01100 INPUT T,W2
01110 W1=W2/K
01120 Z2=W1*C1
01130 Z3=(U1*A1*(-1.0))/Z2
01140 Z3=EXP(Z3)
01150 W1=1.0-(Z3)
```

334

,"F"

,"LE/H "

,"F"

,"F"

,"F"

,"LE/H"

(LE/H) "

,"MR=";W6

```

01160 L2=W2+C2
01170 Z3=(U2*A2*(-1.0))/Z2
01180 Z3=EXP(Z3)
01190 B2=1.0-Z3
01200 REM CALCULO DE T5
01210 Z=(N2*P2)+(N1*B1)
01220 Z2=(E2*N2*B2*N)+(E1*N1*B1)
01230 T1=T3-T
01240 Z2=(Z1*Z)-Z2
01250 Z2=Z2/((N2*B2)+(N1*B1)+N)
01260 T5=(Z2-T3)*(-1.0)
01270 Z2=(T3-T5)*C2
01280 DIM W(25)
01290 DIM Z(25)
01300 W(20)=(W*L)/(Z2*A)
01310 E=(W2-W(20))/W2
01320 E=ABS(E*100.0)
01330 W2=W(20)
01340 I=I+1.0
01350 PRINT"VALORES PARA ITERACION NUMERO";I
01360 PRINT
01370 PRINT" TBN=";T5 , "MR=";W2
01380 PRINT" I=";I
01390 PRINT" E=";E
01400 IF I>35 THEN 1470
01410 IF E>0.01 THEN 1110
01420 PRINT "RESULTADOS CON PRODUCTION CONSTANTE Y CAMBIOS EN TC"
01430 PRINT" TBN=";T5 , "F MR=";W2 , "LE/H"
01440 PRINT
01450 PRINT
01460 RETURN
01470 PRINT"EXISTE ALGUN PROBLEMA EN CWP"
01480 REM AQUI COMIENZA LA SUERUTINA CSP
01490 I=0.0
01500 K=W2/W1
01510 PRINT"DAME UN VALOR DE TC Y MR"
01520 INPUT T,W2
01530 W1=W2/K
01540 Z2=W1*C1
01550 Z3=(A1*U1+(-1.0))/Z2
01560 Z3=EXP(Z3)
01570 B1=1.0-Z3
01580 Z(22)=W2*C2
01590 Z3=(U2*A2*(-1.0))/Z(22)
01600 Z3=EXP(Z3)
01610 L2=1.0-Z3
01620 N=(C2*W2)/(C1*W1)
01630 Z(20)=(E2*N2*E2)+(C1*N1*B1)/N)
01640 Z(20)=Z(20)+(T3-T)
01650 T2=(Z(20)/((N2*B2)+(N1*B1)+N)-T3)*(-1.0)
01660 Z(20)=(T3-T2)*C2
01670 W(20)=(W3*L)/Z(20)
01680 E=(W2-W(20))/W2
01690 E=ABS(E*100)
01700 W2=W(20)
01710 I=I+1.0
01720 PRINT" I=";I
01730 PRINT" E=";E
01740 PRINT"VALORES PARA ITERACION NUMERO";I
01750 PRINT

```

\*\*\*\* 53

\*\*\*\*

```
1760 PRINT "T2="; T2
1770 IF I > 35 THEN 1850
1780 IF E > 0.01 THEN 1830
1790 PRINT "RESULTADOS CON CONSUMO CONSTANTE DE VAPOR"
1800 PRINT "T2="; T2
1810 PRINT "MR="; W2
1820 PRINT
1830 PRINT
1840 RETURN
1850 PRINT "EXISTE ALGUN ERROR EN CSP "
1860 END
```

376

LT

## 5.0 Bibliografía

1. Acid Pretreatment For Distillation Desalters: Ronald D Ellis., Clave de Microfilm IMP 238468/129758 , 1978 .
2. Analysis of Different Designs of Distillation Desalination : S.I. - Golub, V.B. Chernozubov, U.S.S.R. , Clave de Microfilm IMP 240139/129870, 1980.
3. Copper Alloys for Seawater Distillation Plant: M.S. Stamford and -- R.J.C. Dawson., Copper Development Association, U.K., Potters Bar, - 1975.
4. Desalación de Agua de mar por el Método de Destilación Súbita: I. - García Gutiérrez, P. Luis y Luis., División de Ingeniería Nuclear - de la J.E.N., España., Clave de Microfilm IMP 238755/129517, 1978.
5. Dissociation Constants of Certain Scale Forming Salts: O.I. Martynova., Institute for Power Engineering, Moscow., U.S.S.R., Clave de - Microfilm IMP 238473/128445, 1979
6. Distillation Plants: P.R. Bom., Amsterdam, Netherlands., Br. Corros - J., 1970, Vol. 5, Nov., Clave de Microfilm IMP 239625/129598.
7. Equipment Components for Large Evaporator Plants: I. Spiewak and B.E. Mitchell. Office of Saline Water, Report No. 283, U.S.A. , 1976.
8. Estimate Friction Factor Accurately: T.K. Serghides, Keer-Mc Gee --- Chemical Corp., Chemical Eng. March 5 1984.
9. Fresh Water from the Sea: Silver R.S., Chem. Oceanogr. III/49, 1971.
10. Fundamentals of Corrosion Part. I: Michel Henthorne., Carpenter Technology Corporation, U.S.A., 1983.

11. Grasshoff Method : Meeresbiol, Forsh 1968, 13/31 C.A. 72, No.47244.
12. Mathematecal Model For Multi-Stage Flash Desalination Plants: M.A. Soliman,, University of Riyadl, Saudi Arabia, Journal of eng. Sci, Vol. 7 No. 2, 1981.
13. Minimum Energy Requeriments for Sea Water Conversion Processes: - Murphy G.W., Office of Saline Water, Report No. 9, U.S.A. , 1966.
14. Project od a Solar Desalination Plant for The North of Chile: Julio Hirschmenn R., Chile, ININ.
15. Salinity-Gradient Vapor-Pressure Power Conversion: Mark S. Ollsson,- Energy, Vol. 7 , No. 3, 1982.
16. Some Methods for Studying the Behaviour of Alloys in Sea Water at - High Velocity: La Que F.L. and Stewart W.C., Metaux et Corrosion, 23, No. 274, 1948.
17. Some Properties of Water and Salt Solutions: L. Grunberg., United - Kingdom, 1976, ININ.
18. Specication for Filler Rods and Wires for Inert-Gas Arc Welding: - British Standards Institution., B.S.S. 2901, Part 2, 1960.
19. The Application of Nuclear power Installation for Water Desalination with Simultaneous Production of Electric Power: I.D. Dmitriyev., - U.S.S.R., ININ. 1980.
20. The Cupro-Nickels in Desalination Plants: B.A. Weldon., Internatio- nal Nickel LTD, Paper 5, Clave Microfilm IMP-238473/128445, 1974.
21. Theory of The Formation of Magnesium Scales in Sea Water Distilla - tion Plants: A. Harris and M.A. Finan., Fourt International Sympo - sium on Fresh Water from the Sea., Clave Micrifilm IMP-240131/ --- 128417, 1984.

22. Thermo-economic Design Under Conditions of Variable price Structure: Tribus M. and Evans R.B., First Symp. on Water Desalination., -- Washington D.C. 1965.
23. Thermo-economics of Sea Water conversion: Tribus M. and Evans., -- University of California, Los Angeles, 1963.
24. Trans. American Foundrymen's Society: Lee G.L., No. 65, 1957.