

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**SELECCION DE UN PROCESO PARA DESALACION
DE AGUA DE MAR (TEMA MANCOMUNADO)**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

JOSE DOMINGO GONZALEZ SOLORIO



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**SELECCION DE UN PROCESO PARA DESALACION
DE AGUA DE MAR (TEMA MANCOMUNADO)**

TESIS PROFESIONAL
JOSE DOMINGO GONZALEZ SOLORIO

MEXICO, D. F.

1972

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SOBRE EL TEMA:

PRESIDENTE PROF. ENRIQUE VILLARREAL DOMINGUEZ

VOCAL PROF. MIGUEL P. STIVALTE CORRAL

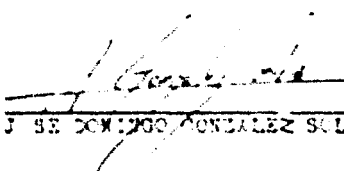
SECRETARIO PROF. CARLOS H. MENA BRITO FLORES

1er. SUPLENTE PROF. GUERRERO BALAN NAVARRETE

2do. SUPLENTE PROF. JORGE MARTINEZ MONTES

LUGAR DONDE SE DESARROLLA EL TEMA: BIBLIOTECAS (UNAM, PEMEX)

SUSTENTANTE:


J. SE DOMINGO GONZALEZ SOLARIO

ASESOR DEL TEMA:

ING. CARLOS H. MENA BRITO FLORES

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SOBRE EL TEMA:

PRESIDENTE PROF. ENRIQUE VILLARREAL DOMINGUEZ

VOCAL PROF. RUDI P. STIVALET CORRAL

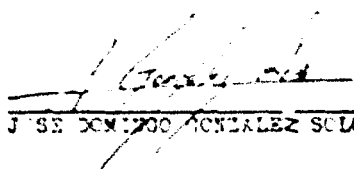
SECRETARIO PROF. CARLOS E. MENA BRITO FLORES

1er. SUPLENTE PROF. GERARDO PALAN NAVARRETE

2do. SUPLENTE PROF. JORGE MARTINEZ MONTES

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: BIBLIOTECAS (UNAM, PEMEX)

SUSTENTANTE:


J. SE DOMINGO GONZALEZ SOLORIO

ASESOR DEL TEMA:

ING. CARLOS E. MENA BRITO FLORES

A los que hicieron
posible esta Tesis

CAPITULO I

INTRODUCCION.

INTRODUCCION

El avance de tecnología que se tiene al presente ha generado el problema que para la obtención de un producto se dispone de una gran variedad de procesos, lo cual a su vez crea la necesidad de una elección óptima entre ellos.

Esta selección a la fecha se ha venido efectuando por criterio (que solo es ejercido por personas con una gran cantidad de años de estar en la industria), es decir, no existe un estudio que proponga un método definido.

Así pues ésta tesis tiene por objeto proponer un método que permita hacer una selección; por ser sólo teórico quedará limitado a los resultados de su aplicación.

Para ejemplificarlo se usa la ruta propuesta por Rud, F.S. y Watson (auxiliado por la teoría general de procesos) como base para la selección, en este caso de un proceso de desalación condicionada a características fijadas previamente. La razón del empleo de dicha ruta es que en ella se presenta a nuestro criterio en forma clara y ordenada a los conceptos básicos de la selección.

Esta ruta es una serie de técnicas o criterios de selección aplicados en orden de importancia a las alternativas disponibles.

Además con el objeto de que este trabajo reporte una utilidad práctica, tomando como base los estudios realizados por la ONU y la Comisión Nacional para el Aprovechamiento de Aguas Salinas, sobre los sitios que presentan demanda de agua dulce, se eligió la isla de Cozumel, Quintana Roo, para este estudio.

En la evolución de la especie humana es indispensable el consumo de agua dulce, la cual proviene de casquetes, glaciales, corrientes o depósitos, sin embargo dependiendo de la localización se posee solo una determinada cantidad de "agua disponible" -promedio anual máximo del agua precipitada de depósitos corrientes menos la evaporada- y se ha observado que con el progreso general aumenta el consumo de agua. Así por ejemplo, en 1960 en los E. U. A. se empleaba el 28% de su máximo teórico, para 1980 se consumirá el 54% y para el año 2 000 el 82 % (otros cálculos

predicen que para 1980 existirá (aflicto)

2

Además para conocer los requerimientos futuros es indispensable ver como consume agua el hombre, lo cual es complicado, ya que variará considerablemente dependiendo del tipo de actividad que desarrolle. Sin embargo, se puede decir que las regiones básicas de consumo serán El humano, el agrícola y el industrial. Actualmente en la República Mexicana funcionan siete plantas desaladoras, de las cuales la de Rosarito está dedicada al consumo municipal, la de Puerto Peñasco, Sonora, a irrigación; las restantes alimentan calderas de termoelectricidad.

La disponibilidad de agua en el país es bastante desigual, mientras que en el norte, Centro y Valle de México existe necesidad de extraer agua de pozos, en la parte sur hay excedente. Debido al empleo irracional, de dichos pozos se han originado problemas directos como la baja de nivel de los mantos acuíferos, retrasos y reducción de la eficiencia de los pozos y problemas indirectos como el hundimiento de la Ciudad de México.

Lo anterior ha obligado a la S. R. H. a publicar leyes de veda de pozos y también, como consecuencia, a la búsqueda de otras fuentes como lo son las aguas salinas, que al presente son la solución más viable.

Por ser uno de los problemas graves de México la necesidad de agua (sobre todo a niveles locales, pues hay regiones en las cuales la precipitación pluvial es menor de 5cm. por año), se presentan en la figura 1 los lugares en los cuales se puede localizar algún proceso de desalación, en base a las condiciones geográficas, políticas y económicas existentes.

Los procesos de desalación con los que se cuenta a la fecha son: destilación, congelación, ósmosis inversa, electrolisis, extracción por solventes y otros, siendo obvio que para cada región, dependiendo de sus características, existirán procesos específicos que sean los que mejor funcionen tanto desde el punto de vista técnico como económico.

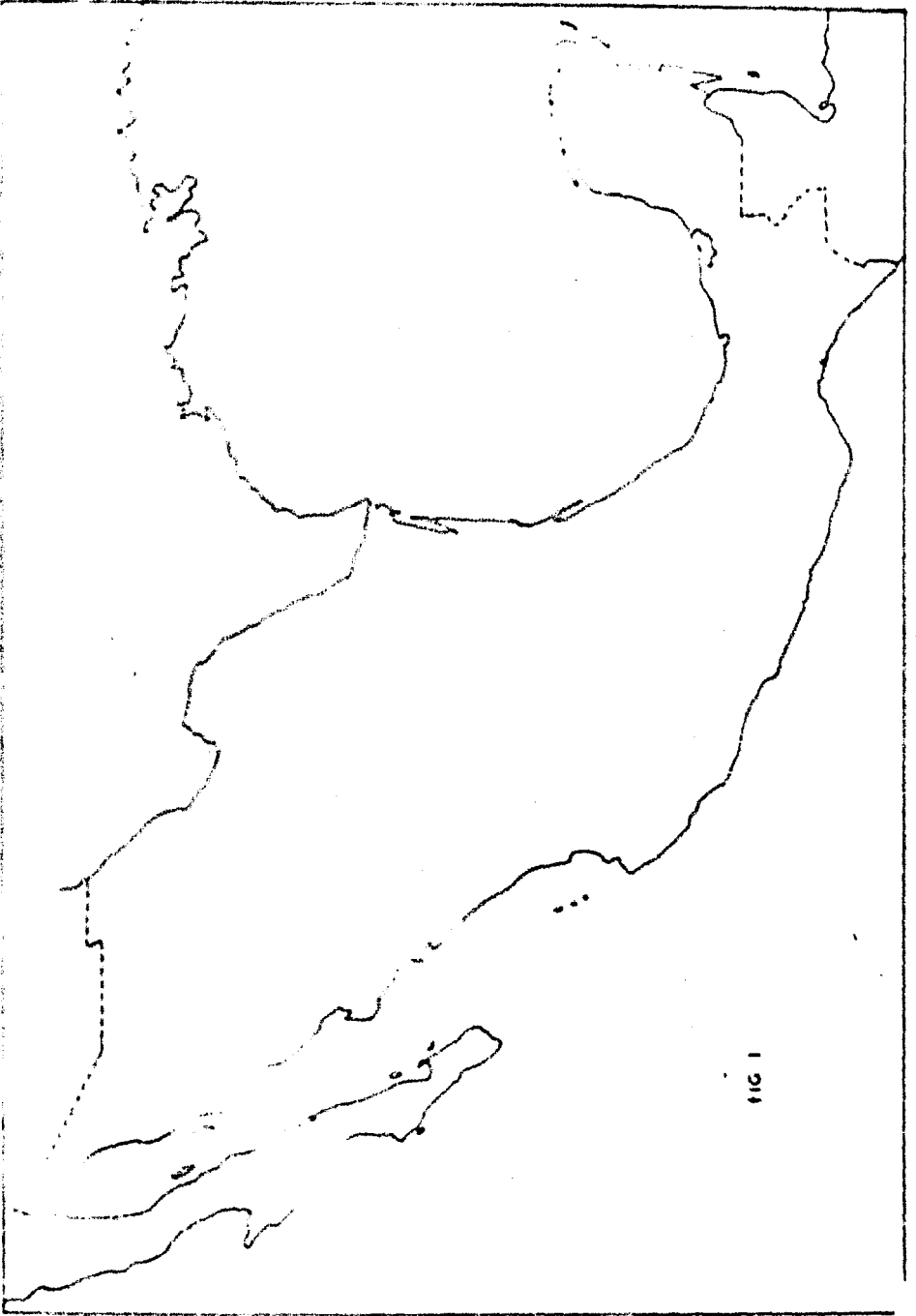


FIG 1

Así pues se divide este trabajo en 6 capítulos:

3

El primero, que es la introducción en la cual se explica de una manera general e integra el trabajo desarrollado.

En el segundo se propone la teoría a seguir y el camino en detalle para la selección en particular.

En el tercer capítulo se habla de como para poder hacer la selección entre varios procesos es necesario conocerlos, se describen en detalle éstos, para poder determinar las principales características que los afectan y así poder valorar cada una de ellas para compararlos en base a un común denominador.

En el capítulo cuarto se encuentran las características (factores relevantes) en forma detallada de los procesos. Este capítulo, contiene también un análisis económico elemental de los procesos que pasaron los primeros tamices y entre los cuales hay necesidad de hacer un estudio más a fondo basándose en datos de plantas en operación. En el caso de seleccionar más de una alternativa después del análisis económico elemental, habría necesidad de crear alternativas y hacer un estudio de éste tipo a nivel más profundo o uno de costos más definido.

En el capítulo cinco una vez enlistadas las características de los procesos en el capítulo cuatro, se procede al descarte en base al tamizado propuesto en el capítulo dos.

En el capítulo seis, se habla de las conclusiones observadas tanto en la aplicación de éste método como los problemas encontrados en el desarrollo de éste trabajo.

El número de tamices -series de criterios empleados para la eliminación- que se emplearon en éste trabajo es de cuatro. Su ordenamiento estuvo basado en la jerarquización natural de todo problema, la que se presenta como:

a) Que se quiere. - En éste la satisfacción es una necesidad.

b) De que se dispone. - Para este caso las características del lugar y los requi-

estos prefijos en base a éstos.

4

c) Como se va a realizar.- Así será a través de los procesos existentes; es decir la adaptabilidad de dichos procesos al lugar.

Cabe hacer notar que aún dentro de un tamiz unos criterios son más importantes que otros, pero ello no obsta para que el número de tamices se pueda reducir; ya que desde otro punto de vista este criterio podría ser, también, un tamiz.

CAPITULO 2

CRITERIOS PARA LA SELECCION

Dado el avance que presenta la ingeniería se observa la necesidad de elegir con mayor exactitud los procesos requeridos, de aquí que uno de los pasos mas importantes en la ingeniería de procesos sea la creación de diferentes alternativas de proceso, ya que los análisis de ingeniería y optimización únicamente pulen conceptos de procesos específicos.

La creación de alternativas puede conducir a una gran variedad de problemas de ingeniería que difieren en conceptos y detalle. Como no es posible efectuar un diseño completo para cada alternativa, aquí se muestra como se puede "tamizar" una gran variedad de alternativas para eliminar aquellas que sean inferiores. Este tamizado es de vital importancia, pues solo aquellas alternativas que pasan el tamizado serán los posibles candidatos para el sistema final de proceso.

El tamizado presenta dos riesgos: a) que pase un sistema inferior y solo se detecte después de ya haberse efectuado en él una buena cantidad de trabajo de ingeniería, b) que se descarte inadvertidamente el sistema óptimo. Durante el tamizado preliminar se analiza cada alternativa bajo los siguientes puntos:

- 1) ¿Es lógico el concepto?
- 2) ¿Es inferior a otro, algún concepto?
- 3) ¿Es un concepto igual a otro de un proceso ya reconocido como inferior?
- 4) ¿Es un concepto que implique gran riesgo por requerir una gran extrapolación de la tecnología ya existente?
- 5) ¿Es un concepto que presente seguridad?
- 6) ¿Sugiere el concepto una alternativa mejor?
- 7) ¿Requiere el concepto una capacidad no disponible por la firma que lo desarrolla, o que no se puede adquirir por las vías de comunicación normales?

Los métodos anteriores sólo son algunos de los que se pueden emplear para tamizar alternativas. De hecho tanto la creación como el tamizado preliminar ocurren simultáneamente. Cabe hacer notar que cada uno de los métodos debe analizar a los aspectos económicos, tecnológicos, políticos y sociales.

Basándose en lo anterior, siguientes criterios de personal de la "Comisión Nacional para el Aprovechamiento de Aguas Salinas", para reducir el número de variables del problema original se tomó como ejemplo para este desarrollo, la isla de Cozumel, Quintana Roo, que presenta las características enlistadas en la tabla I.

El requerimiento de agua dulce es de $1\,000\text{ m}^3$ diarios, con una salinidad menor de 500ppm -Dicha capacidad se debe determinar en base a la demanda y capacidad de almacenamiento, lo cual queda englobado en el "Factor de carga anual", que es el porcentaje de capacidad al cual trabaja la planta. La disponibilidad de energía eléctrica es suficiente para que cualquier planta, de la capacidad citada, pueda ser satisfecha en su demanda. El proyecto se iniciará en marzo de 1973, con una vida de 10 años.

El monto de la inversión se limita a ser el más bajo posible, ya que se considera como obra de infra-estructura financiada por el Gobierno Federal. El propósito de la planta es único, es decir, no se considerará el caso de aprovechamiento de subproductos, para disminución del costo de producción de agua dulce (se podrían obtener como subproductos: sales, metales, y electricidad).

Para la elección de las bases anteriores se han realizado estudios por la Comisión, ya citada, los cuales por requerir de una profundidad que sale fuera del objetivo se han omitido, (Sin que ello implique que antes de realizar cualquier elección no deban llevarse a cabo).

Para el presente estudio se realiza primero una investigación bibliográfica, la

se permite organizar, en forma preliminar, los diferentes procesos existentes⁷ en orden de importancia. Posteriormente de cada proceso se realiza una simplificación de diagramas de flujo para encontrar los factores relevantes de cada proceso. Como lo anterior se lleva a cabo el análisis, en las mismas condiciones de capacidad, tiempo y lugar, sin realizarse otra la creación de alternativas, debido a que para la selección se considera que existe un elevado número de procesos entre los cuales se puede ejemplificar el siguiente:

Se considera que la siguiente lista de supervisión es de gran ayuda, tanto para el análisis técnico como económico (Anexos III y IV).

Información Básica

- 1) Volumen de producción (si está más próximo a 1×10^5 o a 1×10^6 qpl).
- 2) Análisis de agua producta.
- 3) Volumen de agua salina alimentada, por día, a la planta.
- 4) Galones de agua de deshecho por día.
- 5) Análisis del agua salina alimentada.
- 6) Análisis del agua de deshecho.
- 7) Kw-hr consumidos por día.
- 8) Millones de BTU consumidos diariamente.
- 9) Fuerza total de operación (personal en listas de paga).
- 10) Diagramas de proceso.
- 11) Listas de equipo especial, normal, y costo de cada elemento.

Instalado (Costos de Capital)

- 1) Equipo especial instalado (a este se procura darle el valor más conservador posible).
- 2) Equipo standard instalado.
- 3) Ereción de la Planta.
- 4) Instrumentación.

(Otros costos de la Planta)

8

- 5) Costo de alimentación de agua salina a la planta.
- 6) Costo de almacenamiento de agua producida.
- 7) Servicios y construcciones.
- 8) Contingencias.
- 9) Ingeniería.
- 10) Interés sobre la inversión durante el período de construcción.
- 11) Costo del terreno.

La suma de los dos puntos anteriores dará la Inversión Total de la Planta.

Capital de Trabajo.

- 1) El costo de 60 días de operación.

La inversión total de la Planta más el Capital de Trabajo darán como resultado el Costo Total de Capital.

Tomando en cuenta el factor de carga se puede calcular el costo por galón por día en base al costo total de Capital.

- 1) Combustible.
- 2) Electricidad.
- 3) Vapor.
- 4) Reactivos químicos empleados en el proceso.
- 5) Suministros y materiales de mantenimiento.
- 6) Labor de operación (en base a 5 hrs. diarias durante 365 días).
- 7) Labor de mantenimiento (base a 5 hrs. diarias durante 365 días).
- 8) Labor por hora extras.

Otros Costos de Operación.

- 1) Overhead general y administrativo.
- 2) Amortización (por día) de la inversión de la planta

depreciada, en promedio es 7.4% por año).

9

a) Incluyendo los gastos de arranque menos b).

b) Equipo con vida menor a la asignada a la planta (ver tabla de amortización en base a vida esperada).

(i) Impuestos y seguros.

(ii) Interés sobre el capital de trabajo.

Del costo total de operación por día se obtiene el costo por mil galones.

Si se ve posibilidad de reducción del costo de agua dulce por la venta de subproductos, se debe hacer una estimación adicional de los costos de inversión de capital de la planta y de operación, incluyendo la producción y venta de subproductos.

Tabla de Amortización en Base a Vida Esperada.

Vida Esperada Años	%/día
2	0.160
3	0.109
4	0.082
5	0.067
6	0.051
10	0.036
15	0.027

TABLA 1

COZUMEL

- 1) Isla situada al sur de la península de Yucatán.
- 2) Longitud de 50 km. y 16 km de ancho.
- 3) Suelo de rocas calcáreas y porosas.
- 4) Clima sub-tropical.
- 5) Temperatura media anual: 25°C . máxima: 40°C mínima: $11-4^{\circ}\text{C}$
- 6) Suministro suficiente de agua (por el carácter estacional de las lluvias), cuya media de precipitación es de 975 mm.
- 7) Salinidad promedio del agua de mar: 35 000 ppm.
- 8) Población de 5 000 habitantes. Principalmente es un centro turístico.
- 9) Requiere para su funcionamiento de 10 años: $1\,000\text{ m}^3$ de agua dulce por día (a complementarse con pozos y sistemas).
- 10) Producción de agua por pozos: 10 litros/seg.
- 10 Sistema local de electricidad: 6 plantas con un total de 3125 kilowatts. Costo aproximado de 0.45 kw. hr.

CAPITULO III

DESCRIPCION Y DIAGRAMAS DE FLUJO DE LOS PROCESOS

DESCRIPCION Y DIAGRAMAS DE FLUJO DE LOS PROCESOS

El objeto del presente capítulo es el del conocimiento de los principales factores técnicos que afectan los procesos. Aquí se presenta fundamentalmente, toda la información, en base a la explicación de los procesos, lo cual es el resultado de un estudio ya más o menos crítico tanto de los procesos como de los diagramas existentes; de tal manera, que los diagramas aquí presentados se han simplificado al máximo posible y contienen únicamente los factores principales. Cabe aclarar que por ello no son propiamente diagramas de bloque ni de equipo.

Los procesos que se describen en este trabajo son los siguientes:

Procesos de Destilación: -

1. - Solar.
2. - Tubos Largos Verticales (LTE).
3. - Tubos Sumergidos (STE).
4. - 5. - 6. - Evaporación Instantánea (Flash) -
 - Múltiple Etapa
 - Vapor Recalentado
 - Controlada
7. - 8. - Compresión de Vapor -
 - Directo
 - Indirecto

Proceso de Cristalización:

9. - Directo con absorción.
10. - 11. - 12. - Directos con compresión -
 - Flash
 - Refrigerante Secundario
 - Formación de Hidrato
13. - Indirectos.

Procesos de Membrana:

14. - Electrodialísis.
15. - Ósmosis Inversa.

Otros:

16. - Extracción de solventes.

17. - Intercambio iónico.

12

18. - Destilación a Presión Crítica.

19. - Diamonitil.

20. - Electroosmosis y desorción.

DESTILACION

13

Los métodos para destilación de agua de mar se encuentran basados en el hecho de que sólo el agua y los gases disueltos en ella son volátiles, mientras que las sales no lo son.

De las variables más importantes en este proceso son: la temperatura y la presión; la primera, fija los límites para las propiedades del vapor empleado. Como la temperatura y presión del vapor de calentamiento no se pueden variar, a veces, entonces es importante adaptar la temperatura de ebullición del agua de mar a las propiedades del vapor, regulando la presión en el recipiente; la ventaja de aplicar vapor como fuente de calentamiento estriba en la facilidad para controlar su temperatura y la cantidad de calor que cede al condensarse (a 100° es 539 kcal/kg). Con respecto al aprovechamiento de este calor de condensación hay que tener presentes los coeficientes de transmisión entre los cuales los más bajos (que oponen más resistencia al flujo de calor) son los debidos a las costras de calcio, magnesio y película de agua. Por lo que hay que prevenir la formación de incrustación y el espesor de película de agua y de condensado.

Lo anterior, aunado a los costos de combustible para generar vapor forzan a los procesos a que se utilice dicho vapor al máximo, lo cual se logra generalmente a través de varias etapas de destilación, es decir varios aparatos en los cuales el vapor que se produce de un efecto se aprovecha en el siguiente. Cabe hacer la aclaración de que en la evaporación instantánea al conjunto de cámara de destilación se le llama efecto, -- mientras que en la evaporación de tubos largos verticales al conjunto de cámaras se le denomina etapa, y a cada cámara efecto.

Para hacer notar la diferencia entre etapa y efecto se aclara lo siguiente: Las cantidades de producción de destilado de un efecto son una función de las cantidades de flujo salino, el área y la diferencia de presión entre la etapa considerada y la precedente.

La producción en una etapa no es función del consumo de vapor en el calentador¹⁴, y el número de etapas en un evaporador instantáneo no da información sobre la cantidad de destilado producido por kg de vapor alimentado.

EVAPORACION SOLAR

Este presenta, no la característica de ebullición, sino de vaporización lenta, la - cual se controla primeramente por la intensidad de radiación solar, por unidad de superficie, introducida al sistema. Si no existe radiación el agua de mar se enfría, produciéndose la reducción de su presión de vapor, anulándose así prácticamente el proceso. Por otra parte no se puede concentrar más energía en el líquido que la que la intercepta el - colector de radiación solar. (A menudo resulta más caro instalar espejos y lentes que colectores). Es necesario hacer hincapié en que la producción por colector es baja, ya que la radiación en un buen lugar es de 1.500 BTU/(1 día, que comparada con el coeficiente de transmisión de un tubo normal para intercambio de calor, es aproximadamente 120 veces menos (asumiendo que la radiación aprovechada es de 50%, la cual es usualmente - del 15%).

A la fecha existen varios diseños de colector, en los cuales se trata de aumentar la eficiencia en la transmisión de calor, es decir, se aprovecha la menor cantidad posible de calor para evaporar la mayor cantidad de agua. Para el proceso que se describe a continuación, se emplea un colector que consiste de tres películas de plástico (funciona con 41% de eficiencia):

- 1) Una negra que descansa sobre el suelo y sirve para absorber la radiación solar. - sobre ella se encuentra una altura de agua de mar de 2 pulgadas;
- 2) Una película transparente que flota sobre la superficie del agua y previene la evaporación.
- 3). - Una segunda película transparente que se encuentra soportada por el aire, suministrado por un ventilador, y sirve como aislante.

En el proceso que aquí se describe, fig (2), el agua de alimentación se bombea -

al condensador - al cual se le inyectan los vapores, que vienen del evaporador,¹⁵ que al ceder su calor de condensación al agua de mar, la calentará - para después almacenarse en un recipiente del cual se bombeará a los colectores solares, pasará a otro recipiente de almacenamiento (igual al anterior), para bombearse posteriormente a la parte superior de una torre empacada, a la cual, por la parte inferior se le inyecta aire, para que a contra corriente arrastre agua dulce (9% de arrastre).

El vapor de agua y el aire se llevan al condensador donde el aire dehumificado que se obtiene, se recicla al evaporador y el agua dulce se bombea a almacenamiento.

La salmuera del evaporador se deshecha al mar.

TUBOS LARGOS VERTICALES

En el estado presente de la evaporación de tubos largos verticales, se ha observado que la eficiencia de la transmisión de calor es mayor si el proceso se lleva a cabo por medio del método de la película descendiente, en el cual la salmuera fluye como una película por el interior de los tubos y el vapor para ebullición por fuera de ellos. La película evita el problema de la cabeza hidrostática de la evaporación normal de tubos largos. Las bombas entre cada efecto aseguran que la corriente se evapore hasta el equilibrio sin riesgos de evaporación ineficiente. La combinación de una buena distribución y reciclado controlados asegura el grosor de una película constante, lo cual le permite a este proceso una buena adaptabilidad a un suministro variable de vapor.

Por otra parte, como cualquier sistema al que se suministra calor, es indispensable aprovechar todo el calor que circula y sale con producto y deshecho. Por lo que el vapor de un efecto se condensa en el siguiente (dando, pues, su calor de condensación para calentar la salmuera de dicho efecto), así cada efecto funciona como condensador de los vapores del anterior - esto se logra adicionando vacío a cada e-

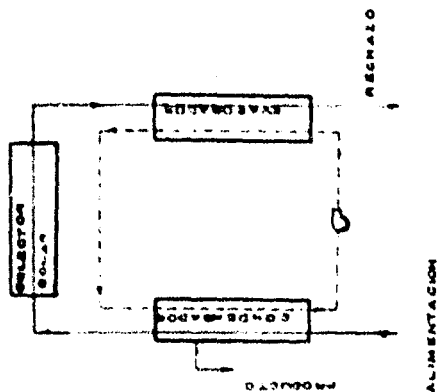
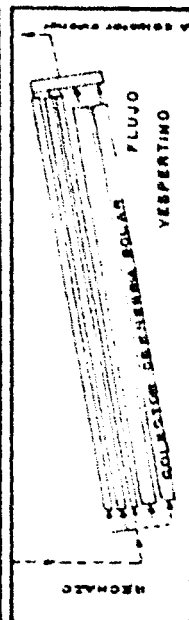
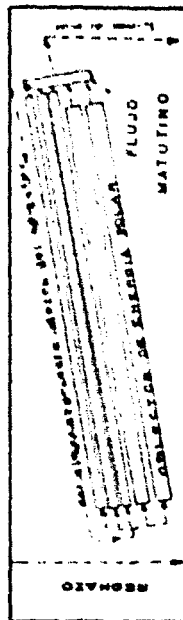
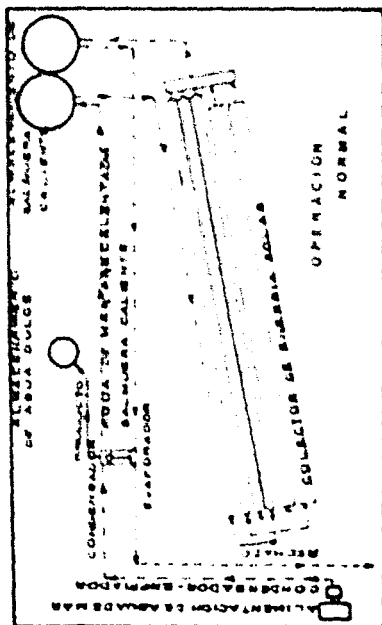


FIG 2

EVAPORACION SOLAR

efecto para forzar el descenso del punto de ebullición de la salmuera y favorecer la transmisión. Además se rechaza la cantidad mínima de deshecho y del producto, se recupera su calor, parte empleando el condensado para precalentar la alimentación y otra evaporando el condensado instantáneamente para introducirlo a la línea de vapor que va al siguiente efecto. Debido al vacío con que funciona el sistema se necesita descargar a la atmósfera por medio de bombas.

Para la extracción de aire, de los espacios de vapor de los evaporadores, y de no condensables, se conecta a cada efecto un eyector de vapor acoplado a una bomba de vacío, ya que de dejar los gases en el evaporador, aumentaría la presión, y se suspendería el proceso de evaporación.

Con el fin de evitar la incrustación se puede emplear pretratamiento por intercambio iónico, de introducción de núcleos de cristalización y/o adición de polifosfato y H_2SO_4 para reducir el pH (el cual aumenta la corrosividad), los métodos anteriores aunque son efectivos contra el carbonato de calcio y el hidróxido de magnesio, no lo son contra el sulfato de calcio que solo aparece a temperaturas elevadas debido a su solubilidad inversa.

El proceso se desarrolla industrialmente como se ilustra en la figura (2), en la cual, la alimentación se pretrata con resinas de intercambio iónico, se precalienta sucesivamente con el producto, tanto condensado como vapor, se trata con ácido sulfúrico, so- se y se envía al primer efecto, al cual por fuera de los tubos le circulará el vapor que se le introduce (proveniente de una cámara de combustión) cediendo su calor latente al condensarse y evapora agua de la salmuera que circula como película dentro de los tubos; los vapores que salen de éste efecto se envían al siguiente para que cedan su calor latente y evaporen otra cantidad adicional de agua de la salmuera que proviene también del primer efecto. El condensado extraído del primer efecto se emplea para precalentar la alimentación y para, a través de una cámara de flash, suministrar más calor al vapor de alimentación al segundo efec - - - - -

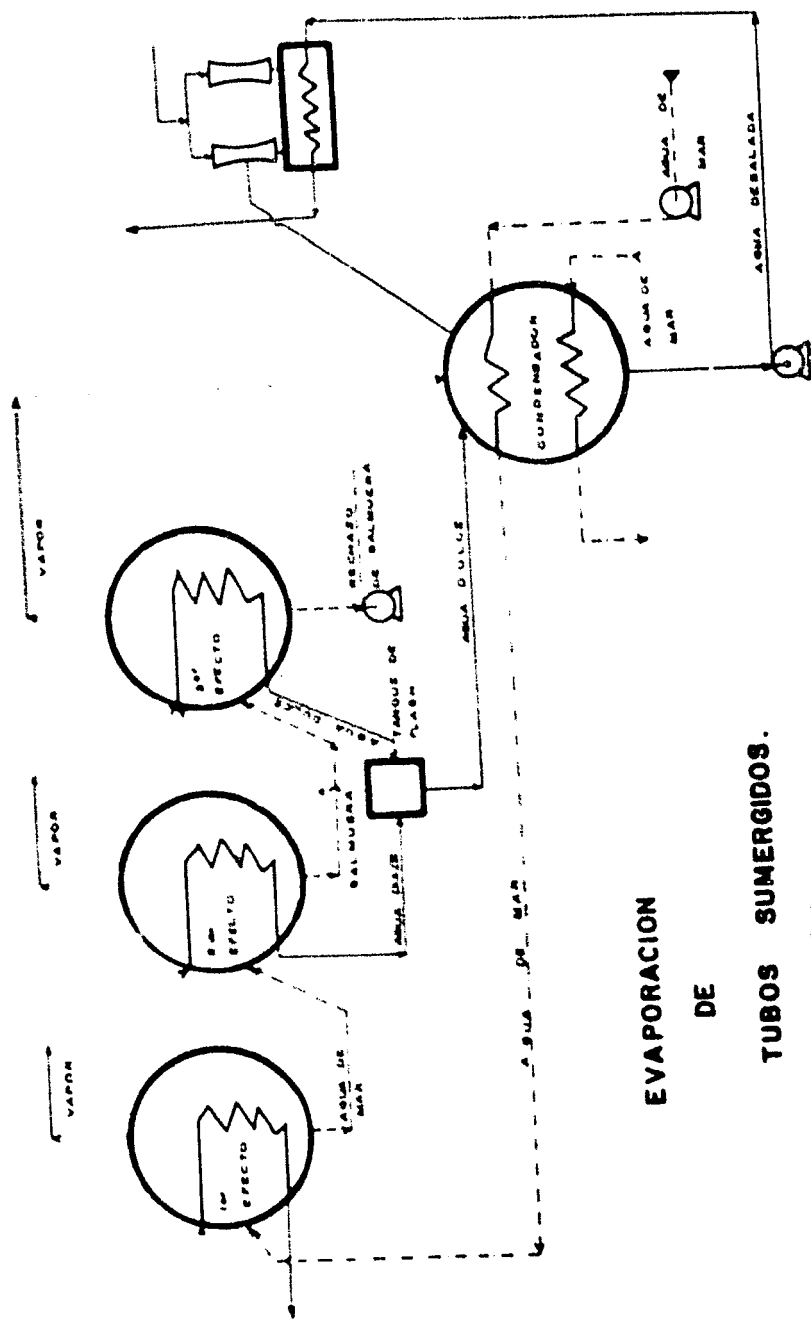
to. - El procedimiento anterior se repite a través de N efectos, hasta que tanto el producto condensado como la salmuera agotada se extraen del sistema por medio de bombas, debido a la menor presión con que funcionan los efectos con respecto a la atmósfera.

TUBOS SUMERGIDOS

La teoría introductoria de este proceso, es la ya tan conocida evaporación con bancos de tubos horizontales: en el presente caso el proceso consta de varias unidades, siendo una de ellas un evaporador formado por una coraza cilíndrica horizontal que contiene un banco de tubos horizontales y un condensador de tubos. El vapor es admitido por las terminales de los bancos, extrayéndose el condensado por el centro. La profundidad de los bancos va de el centro de la coraza hasta la mitad del radio de la coraza.

El diagrama del proceso se muestra en la figura (4). El agua de mar se alimenta a un condensador que la precalienta mediante la condensación del vapor producido en el último efecto y agua dulce que proviene de una cámara de evaporación instantánea; pasa al primer efecto para evaporarse con vapor procedente de un quemador de combustible, donde el vapor que se produce es conducido al segundo efecto para evaporar la salmuera que sale, también del primer efecto. El vapor que proviene del primer efecto y se ha condensado en el segundo se pasa a la cámara de evaporación instantánea junto con el que se condensa en el tercer efecto; para que al evaporarlos esté el vapor que alimenta al tercer efecto, de esta evaporación instantánea el agua que no se evapora se emplea también para precalentar la alimentación.

Del tercer efecto la salmuera se rechaza al mar y el vapor que ha precalentado a la alimentación y se ha condensado, se bombea al almacenamiento de agua dulce.



EVAPORACION
DE
TUBOS SUMERGIDOS.

DESTILACION FLASH

El principio está basado en el precalentamiento de agua de mar a una temperatura justo abajo de su temperatura de ebullición a una presión determinada, que depende del tipo de proceso, en un calentador para salmuera.

El agua salada se dirige a un evaporador que se encuentra a una presión abajo de la correspondiente al punto de ebullición; al entrar la salmuera al evaporador hay una transformación inmediata de parte del líquido en vapor causada por la reducción de presión. La formación de burbujas de vapor toma lugar dentro del mismo líquido produciéndose una especie de explosión.

Posteriormente este vapor se condensa y cede su calor latente (λ) al agua de mar que entra, para precalentarla, lo que permite el reuso del calor latente (λ).

Este proceso ofrece la ventaja de que la ebullición se produce en el seno del líquido, lo que reduce las incrustaciones y permite una mayor temperatura al agua salada. La cantidad de destilado es función de la diferencia de presiones entre el calentador y el evaporador, el área por etapa y el flujo de agua salada.

Múltiples etapas: En un mismo sistema de evaporación se pueden agrupar varias etapas, cada una de las cuales consiste en establecer el equilibrio en el evaporador, la salmuera resultante se introduce en un segundo evaporador, cuya presión es menor que la del anterior, tomando lugar así el mismo proceso.

El agua de mar se calienta progresivamente mientras circula a través de varias etapas, de la última a la primera. Se precalienta, se le da calor adicional en el calentador de salmuera y después fluye de etapa en etapa, transformándose en vapor en cada una. La temperatura del agua que se va evaporando disminuye y su concentración aumenta, durante el paso de la primera a la última etapa.

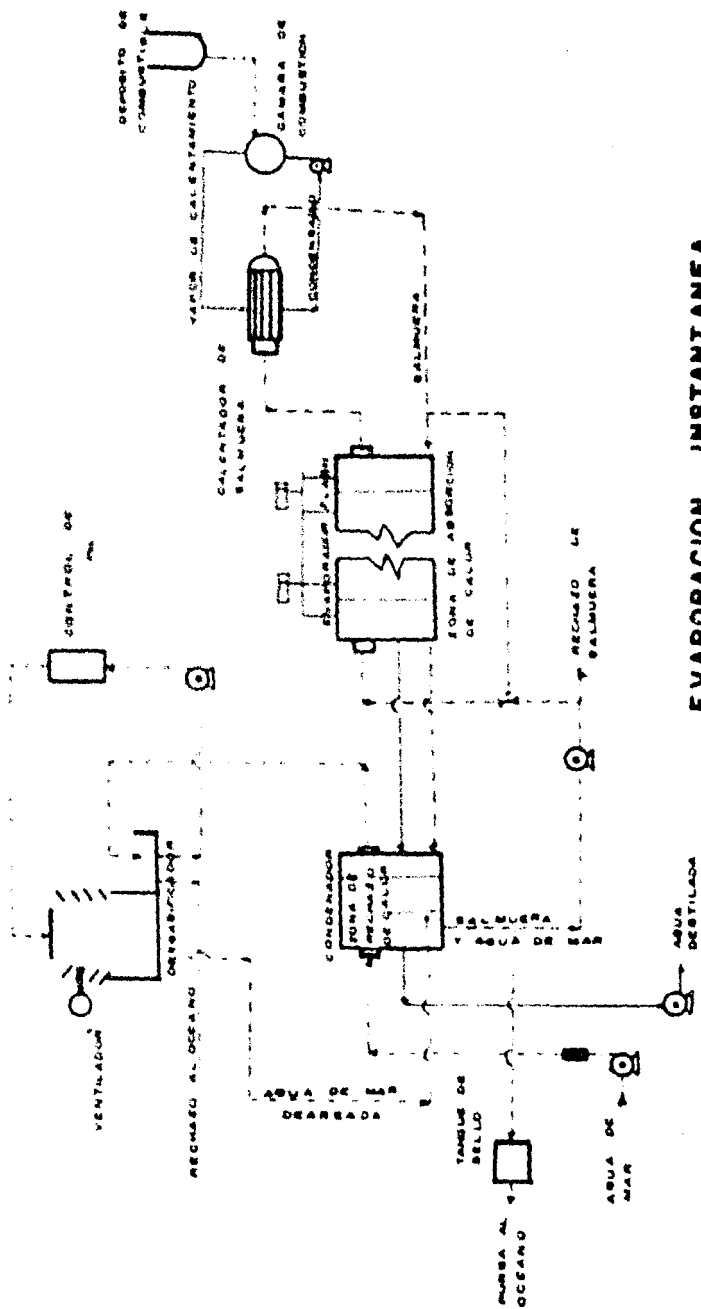
la parte evaporada de la solución es proporcional a la diferencia de presio-¹⁰nes entre una etapa y otra.

FLASH

Descripción del Proceso:

El agua de mar es bombeada hacia una trampa para retención de cuerpos extraños, de ahí es dirigida a una zona de rechazo de calor que consiste en un condensador, donde se precalienta y a su vez permite la condensación del vapor de agua purificada que sale del proceso. Esta zona está formada por las últimas etapas del evaporador. Una vez precalentada se lleva a los tanques de control de pH, donde se le adiciona ácido sulfúrico, con el fin de evitar la incrustación; de ahí se lleva al desgasificador para eliminar los gases no condensables, que son fuente de corrosión; se bombea otra vez hacia el condensador, donde se una a una parte de salmuera aún no exhausta que proviene de la otra sección del evaporador. Esta solución se lleva a la otra sección del evaporador llamada "Zona de recuperación del calor", aquí se alimenta a contracorriente partiendo de la última etapa de esta sección, lo que permite ir aumentando su temperatura de etapa en etapa por el vapor del agua purificada que va en el otro sentido. (13)

Se lleva a un intercambiador de calor donde se calienta por el vapor producido por una caldera hasta casi su punto de ebullición; de aquí pasa a la primera etapa del evaporador, donde existe una presión ligeramente menor a la atmosférica, lo que permite que parte del agua alimentada se evapore instantáneamente; la salmuera que queda se pasa a la siguiente etapa, que está a una presión aún menor que la precedente, lo que permite la evaporación de otra parte de líquido; y así sucesivamente en todas las etapas siguientes. Este vapor es el que calienta la salmuera de alimentación, lo que cierra la continuidad del proceso; este vapor al condensarse va a dar al depósito de agua purificada.



EVAPORACION INSTANTANEA

DE ETAPA MULTIPLE

FIG 3

Este proceso es semejante al anterior (evaporación instantánea) en principio, pero muestra una mejora con respecto a la eliminación de superficies intercambiadoras de calor en orden de disminuir fuentes de irreversibilidad (reducción de corrosión y problemas de incrustación).

a) Eliminación de la Superficie de Transferencia de calor del Evaporador. Evaporador Instantáneo de Condensación de Vapor por Contacto Directo.

El vapor producido en una etapa es condensado por una corriente de agua fresca que viene a contracorriente de la etapa enfriadora siguiente. El calor ganado por el destilado es cedido a la salmuera que está entrando de tal manera que se requiere un cambiador adicional.

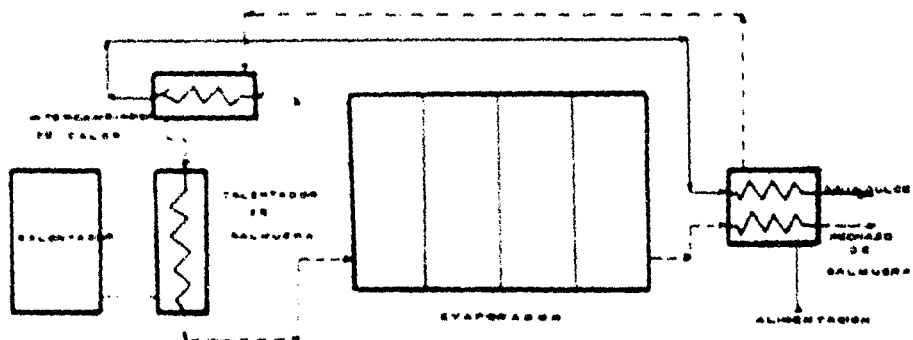
b) Eliminación del calentador de Salmuera y de las superficies de Transferencia de Calor.

Aquí se provee de un cambiador de calor líquido-líquido. Ya que el destilado y la salmuera no pueden mezclarse, se requiere de un tercer líquido que sea inmiscible con el agua tal como un hidrocarburo. En el primer cambiador la salmuera de alimentación se calienta desde la temperatura ambiente a otra superior por un hidrocarburo finamente disperso a contracorriente. En el segundo se calienta hidrocarburo frío por destilado caliente a contracorriente. Antes de que retorne al primer intercambiador se le debe agregar calor adicional.

Se puede combinar con los tipos de unidades de destilación descritos. (14).

EVAPORACION INSTANTANEA CONTROLADA

Las dos operaciones fundamentales de la evaporación instantánea-múltiple-etapa son la evaporación y la condensación de los vapores formados sobre las superficies metálicas de los tubos de calentamiento, lo que produce, en las plantas normales, una alta turbulencia del agua caliente de mar en las cámaras de evaporación instantánea y el alcance del equilibrio en forma violenta; lo cual a su vez conduce a



EVAPORACION INSTANTANEA MULTIPLE VAPOR RECALENTADO

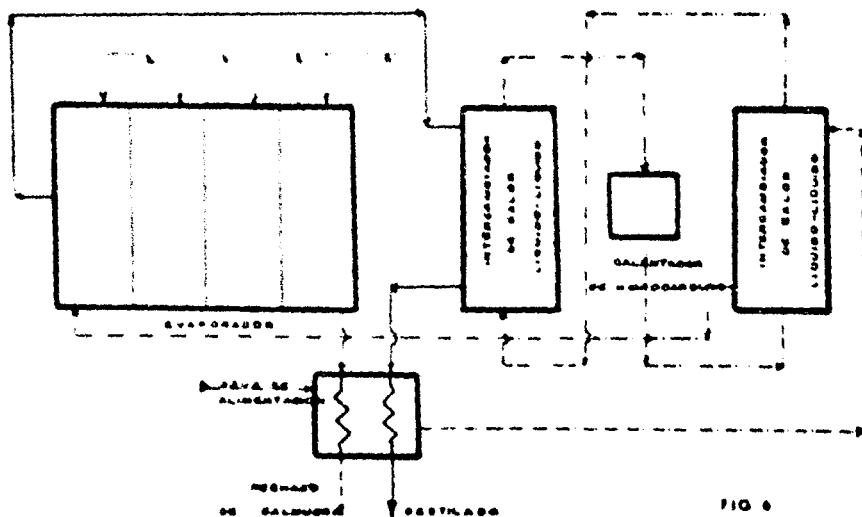


FIG 6

pérdida de capacidad y mayor requerimiento de energía. Mientras mayor sea el ²¹cán-
go de temperatura para la evaporación mayores serán las pérdidas.

Una evaporación controlada permite al agua de mar, calentada, estar en contac-
to íntimo con los vapores bajo condiciones controladas que permiten no alejarse del
apilado. Esto requiere de una reducción de la presión, continua y gradual entre e-
tapas. Deben formarse capas de agua películas que lleguen al equilibrio,
en flujo paralelo con los vapores.

La evaporación y la condensación son fenómenos recíprocos en la interfase, es
decir, que para un gran número de moléculas de agua y grandes masas de agua de
una fase a la otra, debido a la pequeña diferencia de temperaturas de cada lado de
la interfase - estas moléculas se continúan de igual.

La figura (7) muestra una etapa de la evaporación instantánea controlada. El a-
gua de mar calentada y en flujo de película se hace pasar hacia abajo, de una e-
tapa de mayor presión a otra de menor. La primera saliente fluye a través de
orificios de los platos de las etapas superiores a las inferiores, consistentes en
columnas empacadas, como ocurre con el líquido de reflujo en una columna de desti-
lación normal; mientras tanto, los vapores que se forman con ebullición, pasan ha-
cia abajo, entre las películas de agua y se forman a cada lado de la cáma-
ra (aprox. de 1 mm. de espesor). Estas películas permiten que el equilibrio va-
por-líquido se logre lentamente como una difusión, ya que no se presenta com-
pimiento de la superficie debido a la formación de burbujas o de ebullición. La
expansión de corte de sección absorbe el aumento de volumen, pero también decre-
menta la presión cuando este se extrae lateralmente de cada etapa hacia el conden-
sador decreciente su velocidad (el vapor).

Este diseño permite mantener rangos de temperatura de 25 F² ó más, sin pér-
didas de presión y temperatura debido a turbulencia o by-pass de la etapa sin eva-
poración instantánea. No pasa líquido de una etapa a la siguiente sin antes haber

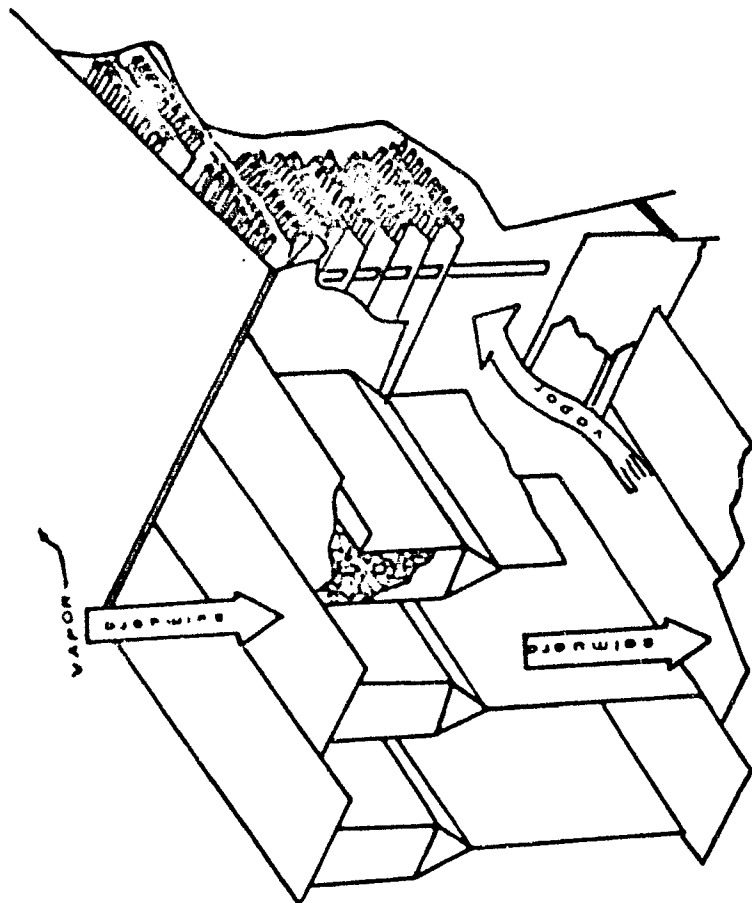


FIG 7

EVAPORACION
INSTANTANEA
CONTROLADA

22
Llegado al equilibrio con el vapor que sale, es imposible la inundación entre etapas.

DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

El principio de este proceso está determinado por una compresión adiabática de vapor.

El agua de mar, que ha sido previamente calentada por las corrientes de agua pura y salmuera que salen, se lleva a un evaporador, pudiendo ser este tipo de evaporación instantánea u otro tipo. El vapor obtenido se lleva a un compresor de tal forma que su presión y temperatura aumenten por arriba del punto de ebullición al correspondiente al agua de mar, o sea, es vapor sobrecalentado. Este vapor se condensa en un condensador para el caso, cediendo el calor necesario para vaporizar el agua de mar que entra, etc.

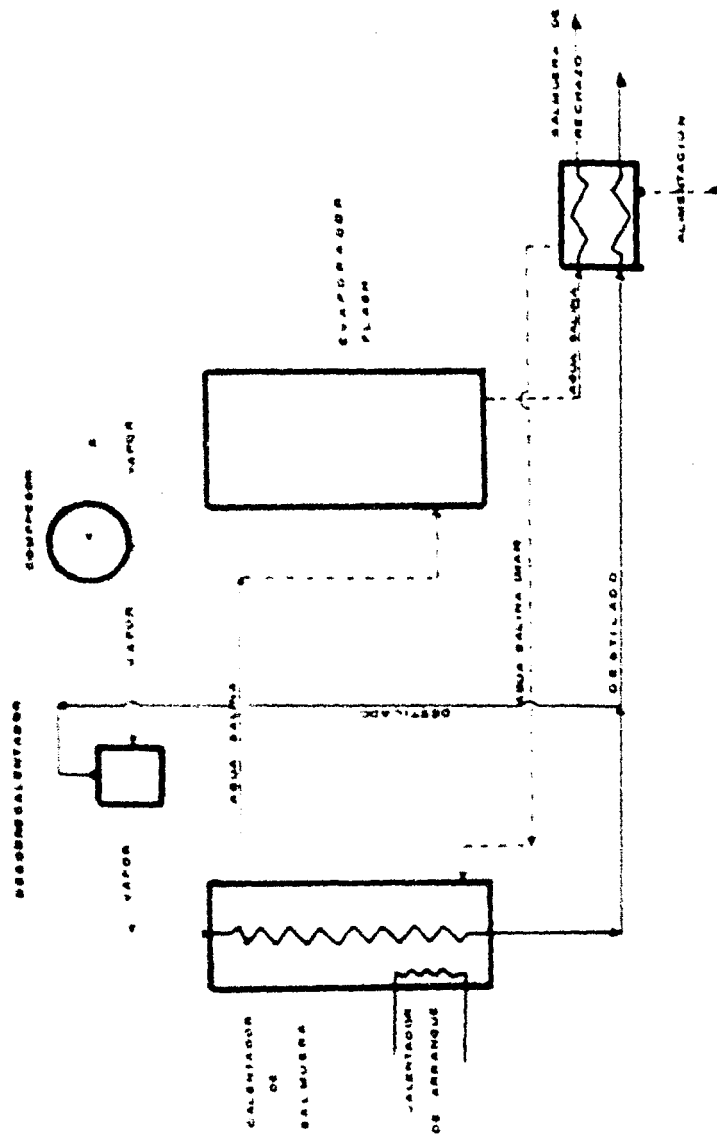
La energía de este proceso es proporcionada por el compresor, necesitándose sólo un precalentador para iniciar el proceso, de ahí en adelante el compresor será el que le proporcione transmitiendo la potencia en calor.

COMPRESION DE VAPOR CON TRANSFERENCIA

DE CALOR DE CONTACTO DIRECTO

Este proceso aún no ha sido desarrollado lo suficiente para establecer condiciones de funcionamiento significativas. Pero presenta amplio futuro ya que evita el descalentamiento, propio de los otros procesos, debido a la transmisión de calor de líquido a líquido, tiene altos coeficientes de transmisión de calor y también presenta gran vida con aparatos de menor tamaño de los usuales.

Las dos principales características en las cuales se encuentra basado este proceso son: la primera, que la evaporación del agua se debe al calor cedido por medio de transformación de calor que siendo líquido permite un alto coeficiente para la transmisión de calor. La segunda consiste en el hecho de que el vapor así obtenido es comprimido para aumentar su temperatura y presión permitiendo así que al



DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

FIG 8

- ponerse en contacto con el medio transmisor de calor, aumenta la temperatura ²³ de este y se transforma en agua potable tanto lugar a un ciclo.

Este medio transmisor de calor debe tener entre otras características: baja presión de vapor, insoluble en agua, estable, no corrosivo, la mayor capacidad de calor posible, baja viscosidad, sin tendencia a emulsionarse gran diferencia de densidad con respecto al agua, no solidificarse en puntos fríos del equipo, baja combustibilidad, no tóxico y barato.

Descripción del proceso:

El agua de mar se precalienta en intercambiadores de calor, usuales, por el agua producida y la salmuera de deshecho. Después se lleva a un evaporador en el cual se pone en contacto directo con el medio transmisor caliente. Éste cede su calor tanto lugar a la evaporación del agua, el vapor producido agita el mediotransmisor de calor y mantiene la masa total de líquido en un estado turbulento. Después de separarse la mezcla en la sección superior del evaporador, el vapor pasa a un compresor el cual eleva su presión hasta la correspondiente en el condensador. Fin

La mezcla, medio transmisor de calor-salmuera, a la temperatura de ebullición de la solución salina, es transferida del evaporador a un separador. De ahí la salmuera de deshecho va al precalentador de agua de mar y del medio transmisor de calor es transferida mediante bombas al condensador. El vapor comprimido se condensa por el contacto con el medio transmisor directo de calor, que es calentado a una temperatura varias gradas por encima al punto de ebullición de la salmuera de deshecho en el evaporador de baja presión. De la parte superior del condensador la mezcla líquida pasa a un decantador donde el agua potable es separada por decantación del medio transmisor de calor, el cual es transferido al evaporador para condensar nuevamente el ciclo.

Esto es para medios de calor más sencillos que la solución salina: para cuando

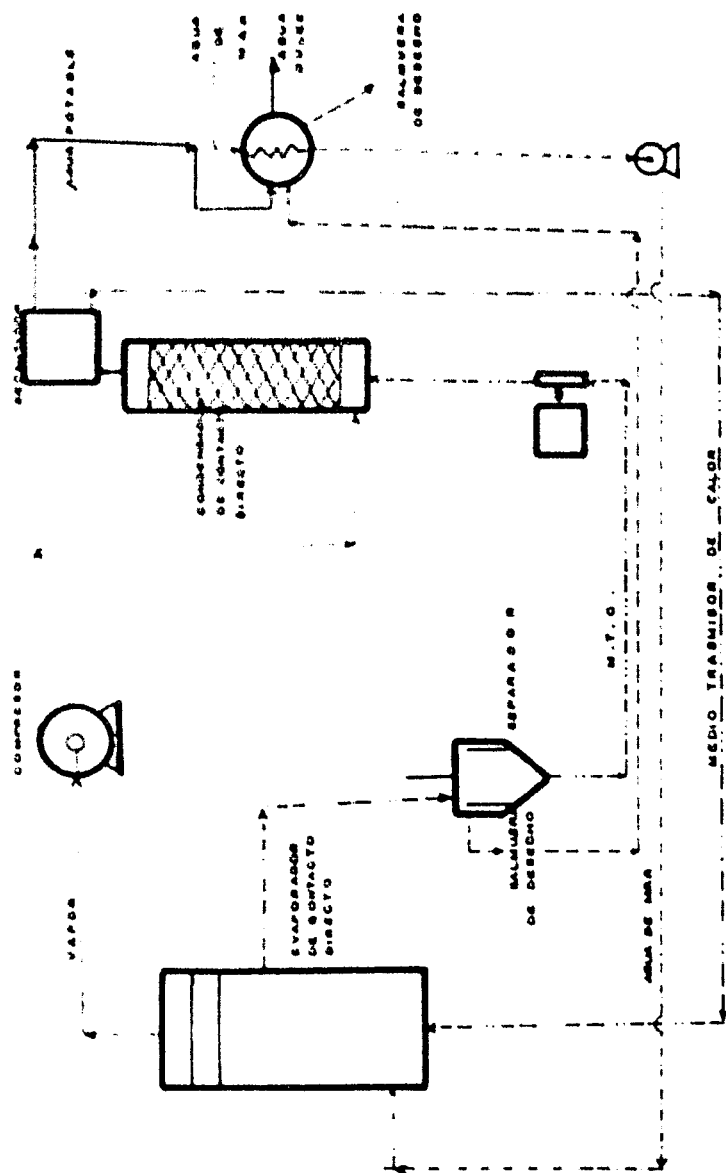


FIG 9

COMPRESION DE VAPOR CON CONTACTO DIRECTO.

se utiliza un medio transmissor de calor menos lento el proceso funciona en forma sencilla, pero afectándose algunas alteraciones respecto a la ubicación de los puntos de extracción en las distintas corrientes de flujo.

PROCESOS DE CRISTALIZACION

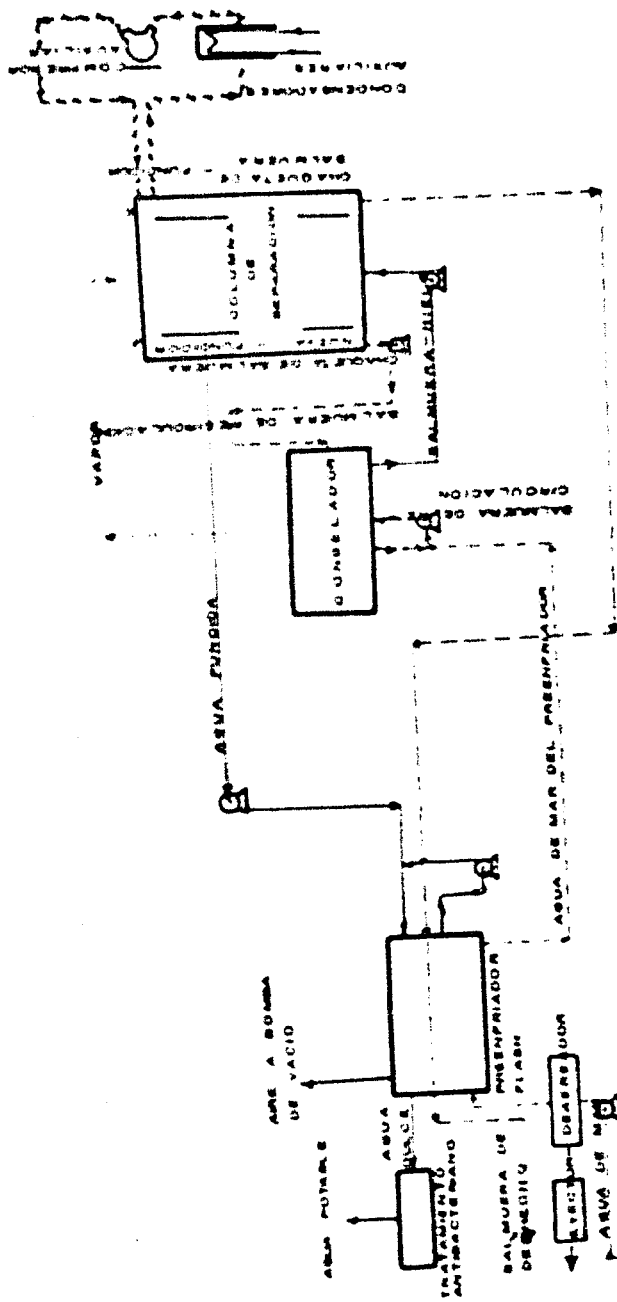
Principios - Los procesos de congelamiento en desarrollo reciente, pero tan antiguos como el hielo en las plantas está basado en los ya muy conocidos principios y equipos de la tecnología de refrigeración.

Se ha desarrollado procesos de congelamiento directo e indirecto: en el primero el agua fría con una potencia refrigerante, es decir la evaporación del agua produce el frío necesario para la formación del hielo en el agua unido se emplea como refrigerante un líquido más volátil como por ejemplo el butano. Se ha demostrado además la factibilidad de mantener un congelado directo entre el agua y el butano (los cuales son mutuamente insolubles) aun que sea necesario construir los sistemas de circulación diferentes separados por superficies sólidas para el intercambio de calor. Una variante especial de este último método en el proceso de hidratos, en el cual se obtiene cristalizado un compuesto sólido, formado por el solvente y el agua.

Congelamiento con agua como refrigerante y compresión. - Este proceso se muestra en la figura (6). El agua de mar presentada por un intercambiador se alimenta a la parte de congelamiento (cristalizador en el cual se mantiene una presión entre 3 y 4 mm de mercurio) (0.005 atm.). Se lleva a cabo una evaporación rápida:

Al necesitarse agua para mantener la vaporización, como cristalizador está aislado térmicamente este agua se toma a la evaporarse del agua de mar. La temperatura de extracción para el agua de mar es aproximadamente -1.3°C y el agua de mar contra la a. tiene la cual forma la fase líquida en el cristalizador a -1.38°C .

En esta operación se han extraído 10 kcal por cada kilogramo de hielo producido. De aquí que para el kilogramo de vapor para producir 7.5 kg de hielo. El hielo debe lavarse debido a que cristaliza como un hielo donde se retiene un 50% en peso de



CONGELAMIENTO CON COMPRESION .

FIG 10

salmuera en el espacio entre los cristales.

25

Con respecto a la fecha se han desarrollado varios procedimientos de lavado a continua corriente, en los cuales el hielo vierte en contra de una corriente de agua de lavado que fluye hacia abajo. La eficiencia de éste método es tal que solo se desperdicia un porcentaje muy bajo de agua de lavado. La salmuera concentrada y el agua de lavado que fluye hacia abajo. La eficiencia de éste método es tal que solo se desperdicia un porcentaje muy bajo de agua de lavado. La salmuera concentrada y el agua dulce se intercambian a través de un cambiador de calor en el cual se precalienta el agua de mar.

La primera sería posible elevar la presión del vapor hasta la atmosférica y descargarlo junto al hielo fundirse por el calor; sin embargo la cantidad de potencia sería muy elevada para la compresión del vapor (de 0.005 atm. hasta la atmosférica). Por ésta, para ahorrar energía y equipo, el vapor no se descarga a la atmósfera, sino que se descarga en el fundidor, al cual se alimenta en forma continua el hielo lavado, en éste fundidor la presión es únicamente del mmHg mayor que en el cristizador, debido a que la presión de vapor del hielo en su punto de fusión, cuando se encuentra en equilibrio, con agua pura es de 4.6 mmHg.

Como la diferencia de presión debido a la alimentación y salida del compresor es únicamente entre 1 y 2 mmHg, la potencia consumida es mucho mas baja que la que requeriría al expulsar el vapor al aire. Aún más: el vapor no se pierde sino que se convierte en agua cuando se pone en contacto con el hielo en el fundidor (donde el vapor al condensarse provee el calor de fusión del hielo. Así como la evaporación de un cjl. de agua en el compresor causa la formación de 7.5 kgs. de hielo, la condensación de un cjl. de vapor en el fundidor es suficiente para fundir 7.5 kgs. de hielo). De nuevo hay también una buena cantidad de calor que entra al fundidor debido a la acción vibrátila y a la imperfección del compresor el cual eleva la temperatura del vapor considerablemente y a causa de la inevitable entrada de calor a

la unidad. Así para mantener la temperatura en el fundidor alrededor de 0°C , y disminuir la presión contra la cual trabaja el compresor, es necesario una unidad de refrigeración auxiliar.

El hielo fundido sale de la unidad a través del intercambiador de calor que presenta el agua de mar la alimentación.

La eficiencia de la unidad depende en gran parte del compresor, ya que mientras este opera a una alta diferencia de presión, el volumen de vapor a transportarse por unidad de volumen de agua es muy grande. A 100°C y presión atmosférica el volumen de una tonelada métrica de vapor saturado es de 1671 m^3 . Por otra parte el volumen de vapor de agua saturado a 0°C es de $206\,000\text{ m}^3$ por tonelada de agua. Para este tipo de operación se adaptan muy bien los aspiradores y los bombas rotatorias.

Para mantener una presión tan baja en el cristizador es necesario evacuar el agua de alimentación, proveer el sistema de purga que extraiga del espacio en el cual se encuentra el vapor, aquellas trazas de aire que no hayan sido extraídas por el aerador.

CONGELACION CON AGUA COMO REFRIGERANTE Y ABSORCION

En vez de usar un sistema de compresión como se ha descrito, se puede emplear también un sistema de absorción. En este proceso los vapores se absorben por una solución o un sólido higroscópico, que se mantiene frío durante el proceso por intercambio de calor con el hielo que se funde. El vapor de agua absorbido se extrae del absorbente calentando este en un recipiente lo cual permite emplearlo nuevamente.⁽²¹⁾

CONGELAMIENTO CON UN REFRIGERANTE SECUNDARIO

Un refrigerante de éste tipo debe por lo menos permitir tener presiones de operación normales y ligeramente superiores a la atmosférica; ser insoluble en agua y no formar hidratos. Idealmente, también debe ser estable, no tóxico, inflamable y para-

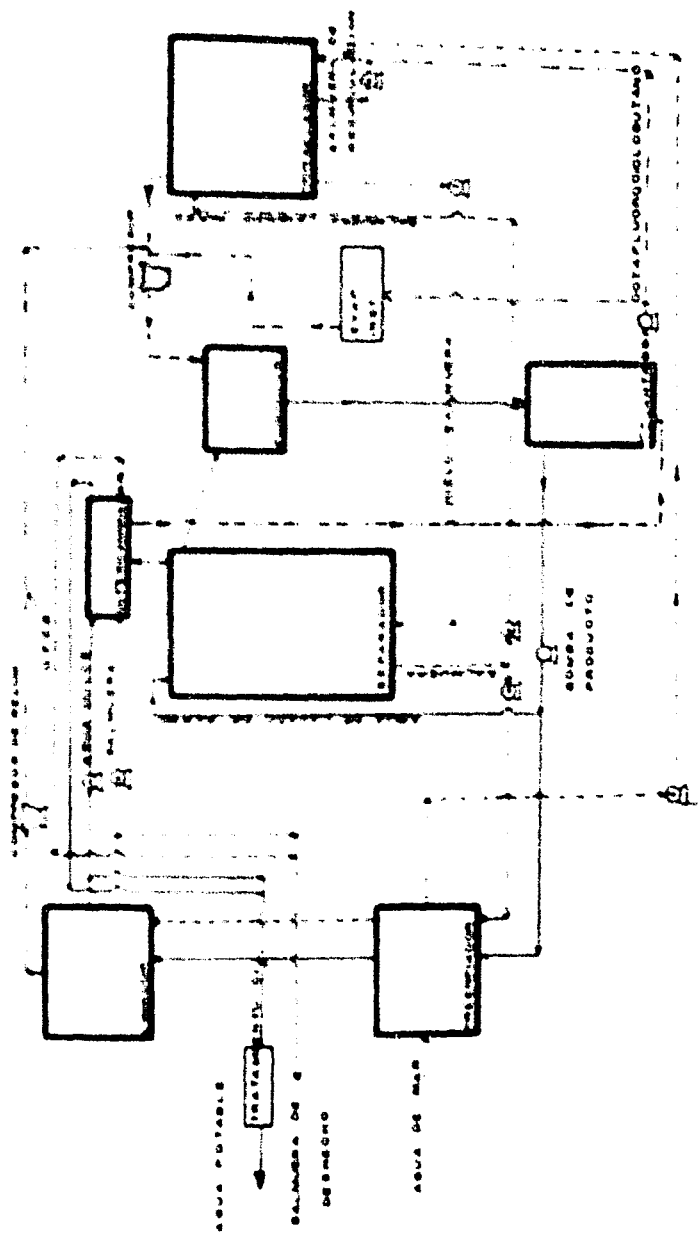
ta. El octafluoro satisface la mayoría de estos requisitos, pero es inflamable y ¹⁷ requiere presiones de operación ligeramente inferiores a la atmosférica; sin embargo el fluorocarburo (Freon 113), satisfactoriamente satisface los requerimientos ya que no es tóxico, es estable, insoluble, con su costo regular que el diseño del proceso sea tal, que permita recuperar virtualmente todo el refrigerante y disminuir a un mínimo la cantidad de refrigerante mantenida dentro del sistema.

El proceso aquí descrito (figura 63) es el que se lleva a cabo con octafluorociclobutano, (fcf). El agua de mar se calienta, pasa por un preenfriador instantáneo, donde parte de la alimentación se evapora por vacío, obteniendo su calor de evaporación de el agua de mar. El vapor obtenido de esta manera se condensa sobre condensadores de superficie a través de los cuales pasa una corriente de agua dulce y otra le salmuera concentrada a contracorriente con respecto al flujo de agua de mar. El condensado frío se une al agua dulce de salida del preenfriador -la cual es recalentada y esto aumenta la producción en un 10% del agua producida por el congelador.

De el preenfriador el agua de mar se bombea al congelador como parte de la corriente de recirculación de salmuera en donde al evaporarse 2.75 lb de refrigerante secundario se congelará una libra de agua dulce a partir del licor madre frío. El lodo se recircula y se mezcla con el agua líquida y agua de mar, para retomar a través de un banco de tubos al espacio de vapor del congelador y generar una superficie para la transferencia de masa.

El vapor es extrae en forma continua por un compresor centrífugo, al cual le eleva la presión desde el equilibrio (0.5.9psa) hasta 20.4psa, para que posteriormente pase al enfriador.

Los lodos se bombean desde la base del congelador a la columna de separación, lo cual se efectúa por el frenado de la salmuera a través de placas laterales de plástico perforadas hacia la chaqueta periférica, de la cual se bombea la salmuera



CONGELAMIENTO CON OCTAFLUOROCICLOBUTANO

FIG. 12

se regresa al congelador para lavar las paredes y minimizar los depósitos de hielo en las paredes.

El hielo separado es eliminado por un pistón, el cual es lavado a contracorrientes por una mínima cantidad de agua.

En el fundidor-descongelador se lleva a cabo el contacto directo entre el vapor de agua y el hielo, continuando entonces el proceso inverso al del congelador. Las dos fases líquidas resultantes por ser inmiscibles se separan fácilmente en un decantador. La capa inferior del decantador es el agua dulce, el cual se bombea a la cámara de evaporación instantánea para preenfriar el líquido de recuperación de hielo hasta la temperatura del congelador. La capa superior de vapor de refrigerante resultante de la evaporación instantánea anterior se envía a la cámara del compresor principal se recibe.

De la capa de menor densidad del decantador agua dulce una parte se emplea para lavar el hielo y la otra se hace pasar a través del preenfriador de evaporación instantánea. Para completar la recuperación de agua dulce la corriente anterior se hace pasar por una torre de lavado.

El lavado de agua dulce se lleva a cabo con vapor, el cual se obtiene calentando en el mismo lavador el agua dulce. El vapor de agua recuperado se comprime con el compresor de recuperación y se regresa al sistema en el lado de descarga del compresor principal.

Con respecto a la cámara de descarga, se envía también al preenfriador de evaporación instantánea, se envía a otra torre de lavado en el diagrama para simplificarlo solo se indica una torre).

FORMACION DE HIDRATOS

Cuando se emplea butano en congelamiento, se observa que este es capaz de formar un hidrato sólido con 17 moléculas de agua. Si se entrie gradualmente agua pura en un recipiente en el cual se mantiene la presión de vapor del butano en 4.9 atm. este hidrato comenzará a cristalizar a 5.0°C para agua de mar la temperatura de ---



• 16 13

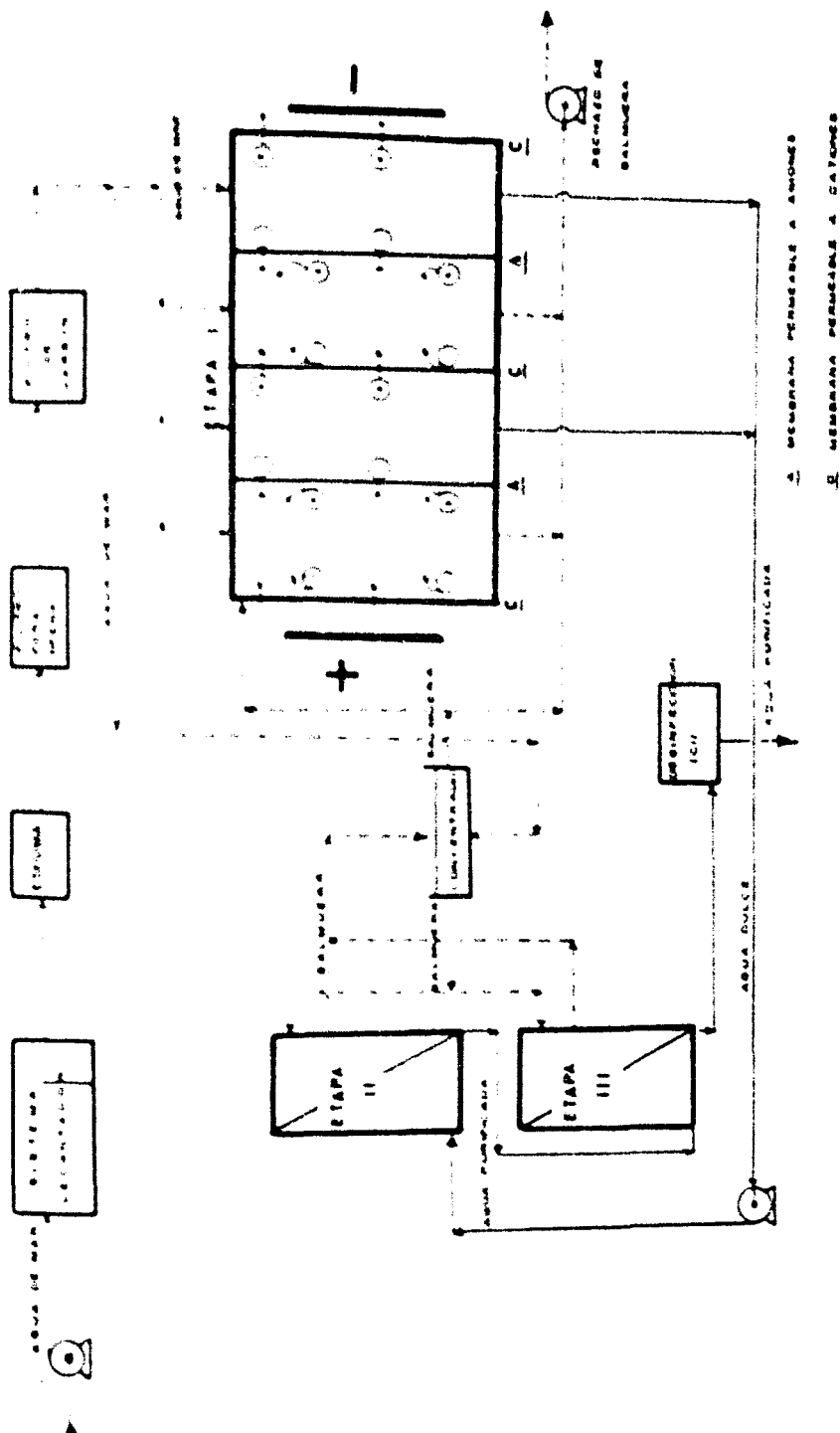
concentración del líquido se produce a la 1.35° y concentrada al doble de 1.35°
y esta misma temperatura o. Membrana líquida saturada con agua, es estable también.
es que se produce el vapor y esta temperatura es de 4.3 atm.). Comparando estas
temperaturas con las de membranas y presión atmosférica (para alcohol) que son de
4.3 a 4.3 atm. en sistema que la formación de líquidos se lleva a cabo de 5 a 6°
que se produce la formación de líquidos como proceso de hidratación de compuestos empujados
por las presiones reducidas referentemente a la (CH₂, CH₂) y reduciendo a la (CH₂, CH₂).

En las membranas (alcohol) hasta 100° moléculas de agua por una de 333 se so-
lucionan con la excepción de moléculas de alcohol y excepción de la agua. Pueden ser
estables hasta temperatura de 40° y 40°.

EXPERIMENTALES

En la electrolisis de la solución a través de membranas semipermeables a iones,
se produce el agua la formación del agua del mar con principalmente iones Cloro y
Bromo es la solución por el agua se una corriente eléctrica. Un compartimiento, a
cual electrolítica está dividido por una cantidad intermedia de compor-
tamientos eléctricos a los 100° se produce una solución de los tipos de mu-
estados están separados que se uno por membranas de los tipos de mu-
estados separados a los 100° que se los aniones y el otro tipo, al contrario, es
membranas permeables a los aniones. Estas membranas están debidas a la adma-
nencia a la carga de la solución de la solución por electrolitos en los com-
partimientos externos y la

En la solución de mar hay en la misma dirección en todos los compartimientos y al
membranas permeables a una fuente de poder (electrolitos), esta pasa a través
de las membranas en forma de membranas al tipo de agua. Lo más hace que
las membranas negativas (H) sean atraídas hacia el polo positivo y los aniones (Na) ha-
cia el cátodo. En la solución los iones encuentran los tipos de membranas per-



ELECTRODIALISIS
FIG 14

mayores y ellos son (sólidos retenidos por unas y por otras respectivamente). ²⁰ Ana-
lizado el compartimiento en el momento de tener la diferencia de potencial: el i-
ón saliente en una dirección y el catión en otra, si en la dirección del ión sodio se en-
cuentra una membrana permeable a cationes la atravesará y como del otro lado está
la membrana permeable a aniones estos pasarán a otro compartimiento, quedando me-
nor concentración de sales en el compartimiento analizado. En los compartimientos
afectados sucederá lo contrario, puesto que las membranas permeables a cationes
y aniones se hallarán en sentido opuesto a la dirección de la difusión de estos, lo
que permitirá la entrada de los iones pero no la salida del compartimiento, lo que
le llevará a que aumente la concentración de sales en el mismo. Esto da como resul-
tado los compartimientos que alternativamente aumentan y disminuyen la concentración de
sales y consecuentemente sales y otras por separado se tendrá de un lado salida de agua
pura y por otro se aumenta la salinidad.

Las membranas selectivas de iones es la parte más sensitiva de la unidad.
Según esto lo primordial es una de las más importantes partes en el costo de
una pura en este proceso.

La carga eléctrica requerida es proporcional a la concentración de sales en el
agua. La resistencia eléctrica del agua aumenta al disminuir su contenido de sales.
Esto hace más el proceso para sales saliníficas y obtener agua muy pura.

Este proceso es gobernado por el espesor de los compartimientos, la intensidad
de la corriente, la permeabilidad y especificaciones especiales de la membrana.

No es recomendable tener salinidades estacionarias en este proceso pues se for-
man capas adherentes a las membranas, que ofrecen mayor resistencia eléctrica,
por lo cual es necesario bombear el agua continuamente, o colocar láminas de plás-
tica, fin de forzar el camino del agua que fluye y ofrecer un buen mezclado.

Es conveniente tratar el agua para evitar sedimentos y otras impurezas que
se acumulan en las membranas y reducen su eficiencia.

EXTRACCION POR SOLVENTES

31

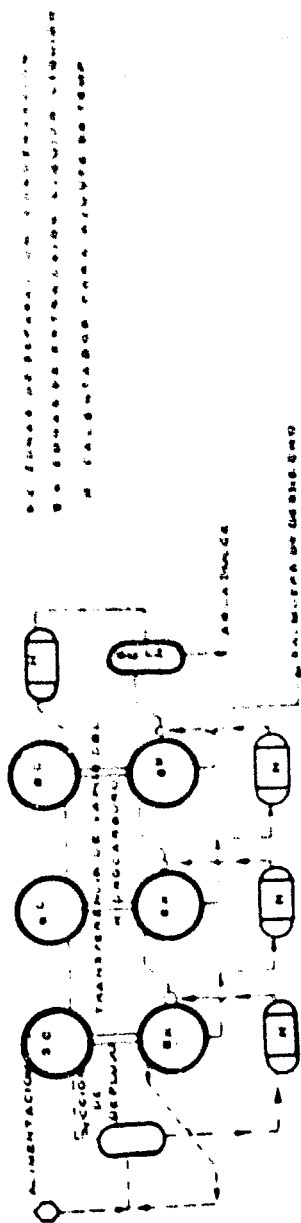
Ciertos solventes orgánicos presentan facilidad para extraer, mas o menos, agua para lo que se hace en un rango de temperatura y liberarla a otra temperatura diferente.

Por ejemplo, la tetracloruro atraviesa un retorta por ciento en peso de agua a 20°C , y finalmente a 2-3 % a 30°C . De aquí que si a 20°C se ponen en contacto agua y este solvente, hasta que alcanzan el equilibrio, y después se llevan a 50°C , entonces la mayoría del agua es antes extraída precipitará.

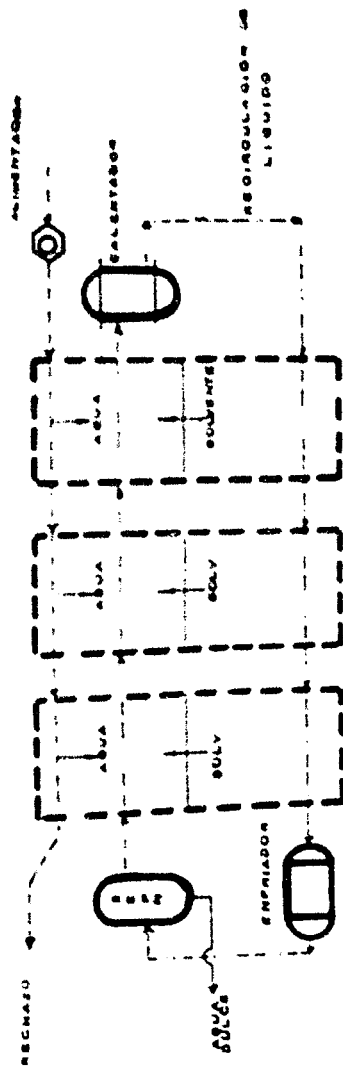
Por otra parte, el cloruro disuelve 4% en mol de agua a 116°C (diez veces más que a 30°C). Así después de poner en contacto el agua, el solvente y enfriar se separa el agua pura por decantación.

En la figura 24 se muestra el proceso empleado (que solo ha funcionado al nivel de planta piloto para el primer tipo de solventes. La alimentación a la columna de extracción es el solvente orgánico y agua de mar, en ésta se separa por decantación la salmuera y la fase solvente-agua se pasa a la sección de precalentamiento para después calentarse un poco. La elevación de temperatura, en este punto, causa la precipitación de la que la más se separa por gravedad en el tanque de decantación.

Del tanque de separación por la parte superior se extrae el solvente, que con el agua del mismo, servirá para precalentar la fase solvente-agua en la sección de precalentamiento. Una vez que ha salido parte la superior el agua de separación, sigue por la salmuera de la parte (que sale de la columna de extracción), se pasa a través de un calentador de aire para evitar las pérdidas por solvente (éste aire se introduce a la corriente del agua de alimentación). Por otra parte el solvente una vez que sale de la sección de precalentamiento, se enfría con agua de mar y se introduce nuevamente a la columna de extracción.



PROCESO CARR-CALLERY



El proceso vital descrito, figura (A) es el The Cam-Gallery (que mejores resultados se tiene). Combina la extracción por solventes y la evaporación instantánea de hidrocarburos en una operación de múltiples etapas a contracorriente.

El agua de mar después de entrar en contacto con el solvente enriquecido en la sección de refugio, pasa a contracorriente del solvente en una batería de múltiples etapas. La temperatura es incrementada en cada etapa conforme fluye la salmuera a través del sistema (ver la figura de izquierda a derecha). El solvente concentrado (para el petróleo) que sale de la unidad de separación final de solvente agua, fluye de derecha a izquierda a través de la batería de extracción, entrando en contacto finalmente con el agua de mar en la sección de refugio. En cada una de las etapas de extracción se evapora instantáneamente el hidrocarburo que pasa a la parte superior de la unidad (zona de separación-condensación). Con el incremento de extracción de vapor el hidrocarburo incrementa la capacidad de absorción de agua del solvente. Al mismo tiempo, la corriente de agua dulce que sale del separador se envía a la recuperación. El solvente enriquecido que sale de la sección de refugio pasa a través de las zonas de separación-condensación (de izquierda a derecha en la figura). En cada unidad de extracción donde entra en contacto con el hidrocarburo vaporizado de la sección de extracción que se encuentra abajo. El hidrocarburo se condensa y parte del agua se separa a causa del "salting effect" del hidrocarburo. Si se emplean solventes de tipo amina se separará una cantidad adicional de agua debido a la constante de temperatura de cada unidad sucesiva. El solvente más agua se bombea a través de las unidades hasta que se alcanza la temperatura para la separación final en el separador.

OSMOSIS INVERSA

La principal ventaja de este proceso es la poca cantidad de energía que consume. En comparación con los otros procesos, lo cual debe ajustarse a una baja inver-

que se desee para un ahorro efectivo.

31

Entre las tecnologías se encuentran gran extensión de membrana, necesidad de que sea eficiente comparada con los requisitos expuestos anteriormente, la fabricación adecuada de las membranas, la preparación, mantenimiento, duración, ensuciamiento, características sanitarias, etc.

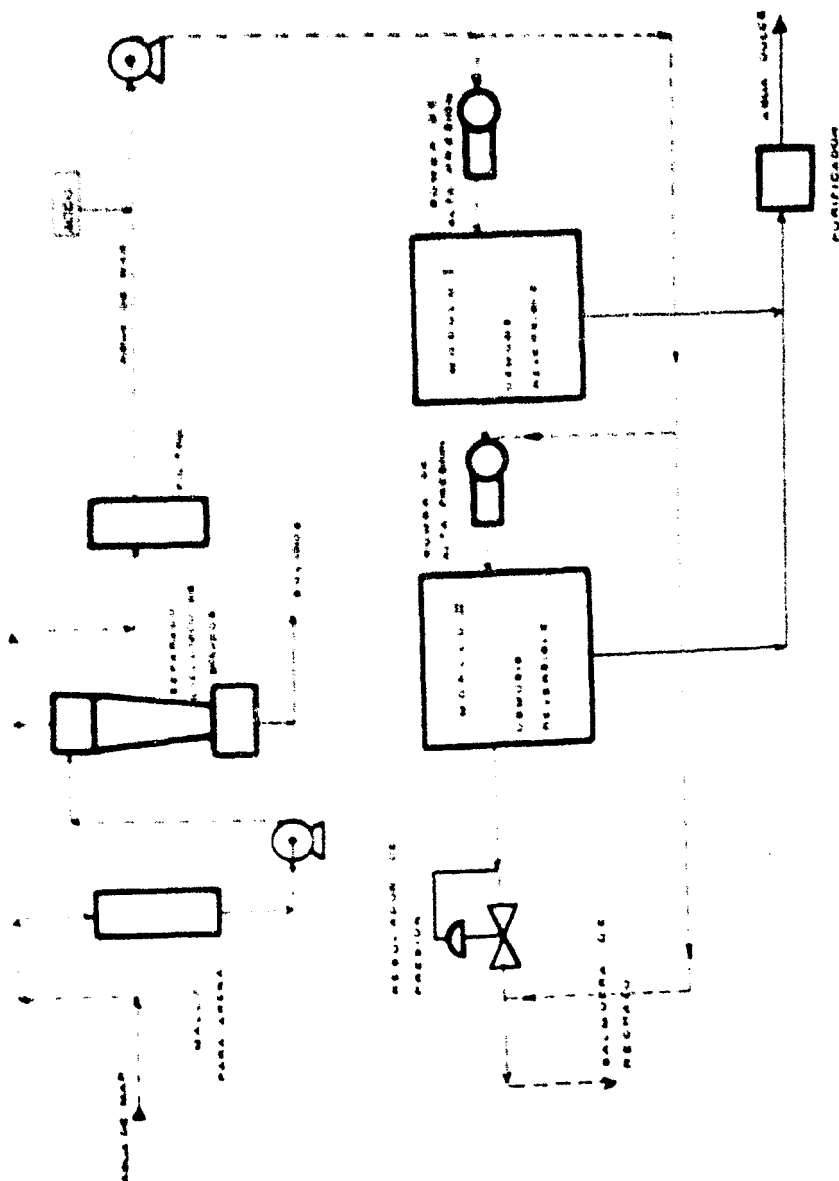
Los capital de agua y tierra de la membrana tiene un efecto preponderante sobre los demás capitales. Entre los factores que afectan a este se encuentran los siguientes: concentración de la alimentación, temperatura pH, concentración tipo de membrana, mantenimiento de alta presión del equipo (velocidad linear, polarización, porcentaje de recuperación).

Esta máquina funciona mejor para aguas saladas, aunque también sirven para agua de mar, aguas contaminadas de 20 ó más componentes consecutivos de tal manera que se evita una alta diferencia de concentración a través de una membrana.

El agua de recuperación que el agua puede ser incrementado añadiendo módulos en serie. En cualquier la alimentación puede ser incrementado aumentando el número de filas en paralelo.

Descripción del proceso.

El sistema que se presenta en este trabajo está basado en los datos proporcionados por la compañía Mawens International, en el cual se usa tubo de fibra de vidrio como medio de soporte para la membrana, el cual tiene 1 pulgada de diámetro interior. El tubo consiste en un laminado de 5 láminas de fibra de vidrio, unidas con una resina formada de epoxi. Una membrana de acetato de celulosa es fijada directamente dentro de la superficie interior del tubo. Varios le estos tubos se conectan en serie por medio de un cableado, de plásticos y todos a su vez están contenidos en un arm de refuerzo formando un módulo. En este caso el sistema consta de 2 módulos conectados en serie. (Fig. 1)



OSMOSIS INVERSA.

El agua de mar es previamente acondicionada pasándola primero por una malla³⁴ para arena y materias de partículas gruesas, se pasa luego a un separador ciclónico para remover el material pesado y posteriormente a un filtro. Una malla auto-limpiable se provee como protección a los módulos y finalmente se le agrega una determinada cantidad de ácido para mantener el pH entre 5 y 7.

La corriente alimentada a esta módulo o etapa es presurizada por bombas centrifugas en múltiple etapa especialmente diseñadas para ósmosis inversa.

Se requiere también de una bomba adicional en caso de falla. Se usa un regulador de presión tipo diafragma para permitir el flujo de sólidos en suspensión. Este contiene cargador de gas y partes de fácil intercambio.

Entre las etapas se puede recircular el producto.

El principio básico de separación de un soluto de un solvente a través de una membrana semipermeable por aplicación de presión hidráulica, ha sido interpretado en muchos diseños diferentes por las diferentes compañías existentes. Hasta ahora el común denominador está orientado hacia la membrana, que es el corazón del sistema y debe proporcionar la mejor combinación entre el flujo de agua y rechazo de sales.

Las membranas que dan los mejores resultados están constituidas por acetato de celulosa principalmente, el cual está limitado a trabajar a un pH entre 3 y 7 y una temperatura máxima de 100°F, ya que si se exceden estas condiciones el acetato de celulosa se hidroliza.

Estas membranas van contenidas en una célula de desalinización o módulo, que debe cumplir las funciones de: a) proporcionar apoyo mecánico a la membrana; b) proporcionar el medio de retirar el agua potable producida; c) separar la corriente de salmuera a alta presión, del producto a baja presión después de efectuarse la desalinización; d) mantener una concentración mínima en la superficie de la membrana.

El apoyo debe resistir una caída de presión de 150 psi a temperatura ambiente

La diferencia de presión osmótica entre el agua de mar y el agua pura es cercana a 180 atm, siendo la presión osmótica del agua de mar cercana a 25 atm, la cual aumenta proporcionalmente al aumentar la concentración de salmuera, sin embargo en orden de mantener una cantidad de flujo por unidad de área de membrana, un exceso proporcional de presión neutraliza la fuerza motriz del sistema (driving force), siendo el más adecuado un valor de 15 atm.

La membrana debe presentar resistencia a la compresión, a la tracción, a la flexión, a la perforación, etc. Lo que ha originado numerosos aparatos mecánicos para la combinación de membranas y sus refuerzos de apoyos, los cuales permiten que las dos corrientes (salina y agua) fluyan reactivamente a ambos lados de las membranas, de estos diseños los principales son: a) placas y armazones, como un filtro prensa; b) espirales, como rollos de membranas alternas y tambores de mallas metálicas; c) tubulares como un tubo de prensa que contiene en el centro una membrana tubular, en medio de la cual pasa el agua salina (tanto hacia la permeación y filtración del agua; d) fibras huecas en las cuales el agua salina circula por el exterior de estas (requieren de un apoyo especial).

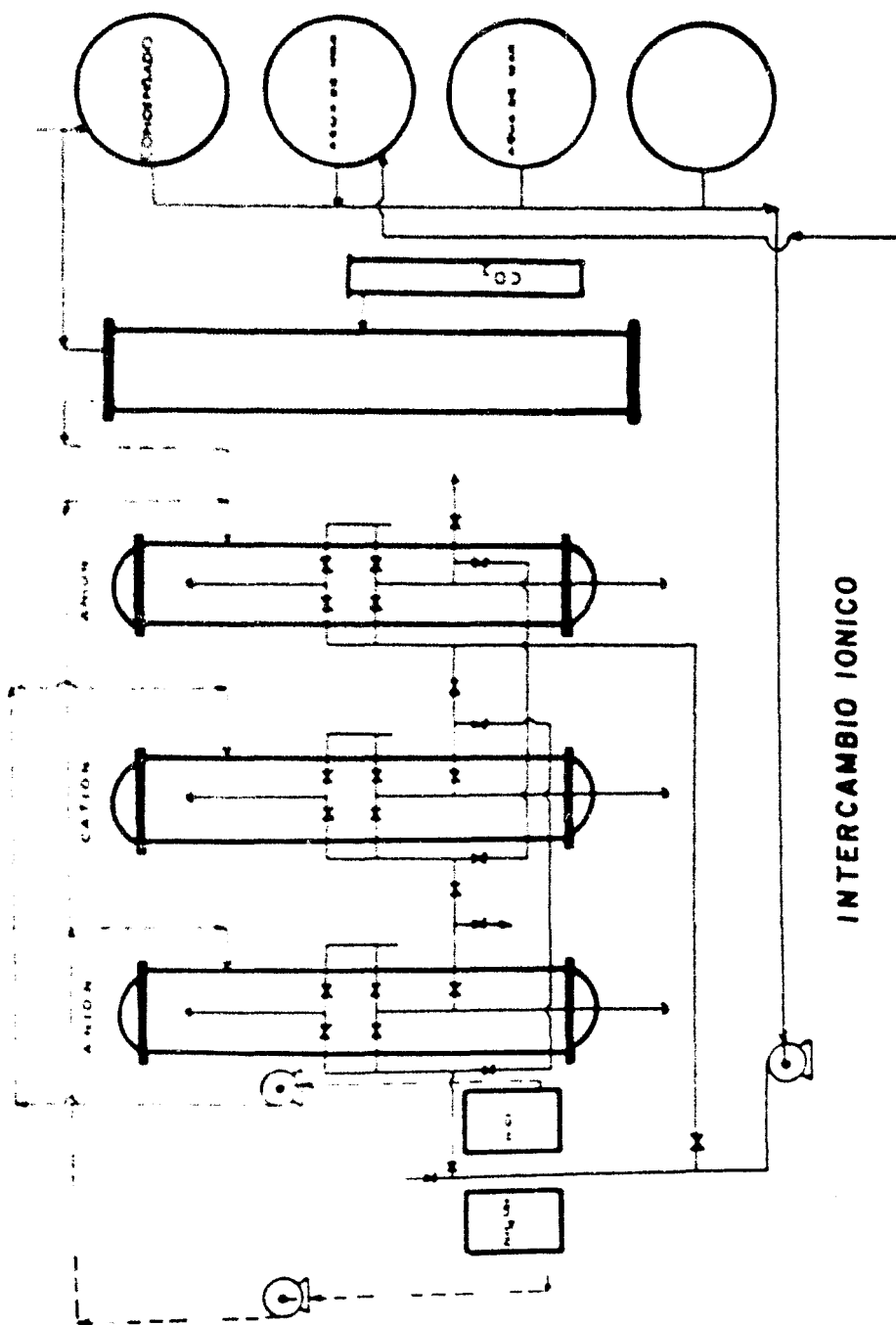
INTERCAMBIO IÓNICO

En su forma más simple consiste en el intercambio de iones sodio de una solución salina por iones hidrógeno los cuales son proporcionados por una resina sintética (intercambiadora de iones), posteriormente esta solución se pasa a través de otra cámara de resina diferente, la cual intercambia sus iones hidrógeno por los iones cloro del agua. Al quedar exhaustas estas resinas, se puede regenerarlas, pasándolas respectivamente por ácido sulfúrico e hidróxido de sodio, que regeneran los iones hidrógeno y hidróxido en ambas resinas. Esto presenta un gran problema de incosteabilidad debido a la gran cantidad de reactivos consumidos para regenerar las resinas ya que se necesita un exceso mínimo de un 50% a un 100 %

de elementos (para ciertos representantes y cantidad determinada mínima de
esta clase de representantes para 50 toneladas anuales), por otro lado se ue-
ne la posibilidad de aumento de producción de resinas de 100.000 ton-
neladas por año, para lo que ya se cuentan con el material necesario de resina
para el año 1960.

[illegible][illegible]

Segundo la ley experimental, la primera columna se reemplaza con hidróxido de amonio y se agregado la sal para convertir la resina a la base libre. Mientras que la segunda es reemplazada con ácido sulfúrico para convertir la resina a la forma salina.



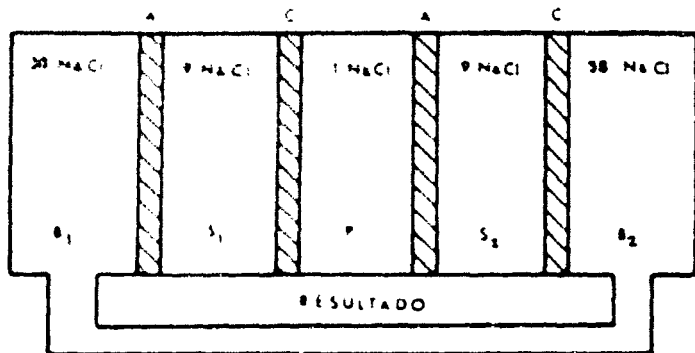
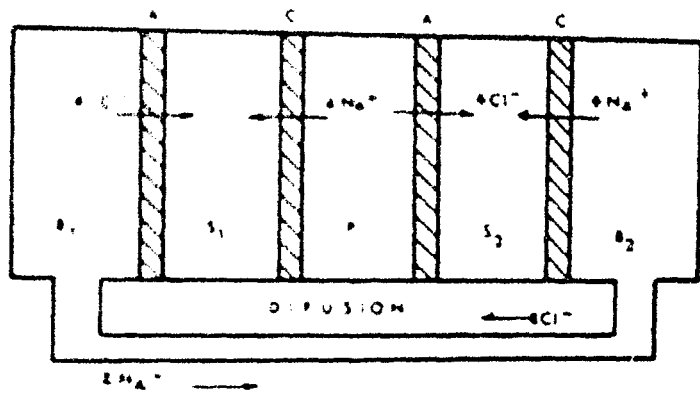
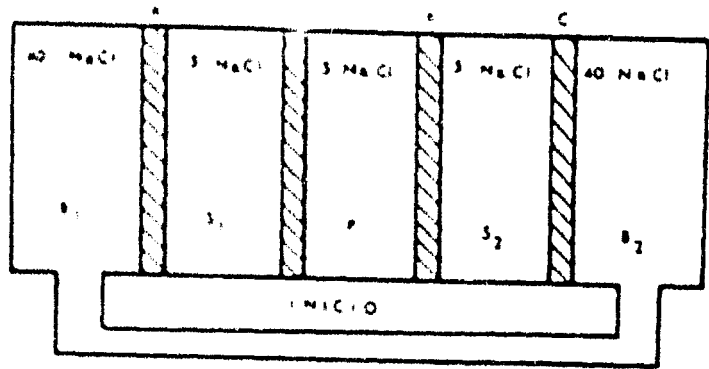
INTERCAMBIO IONICO

Como se ve, al pasar el agua salada en sentido contrario, es decir, empezando por la tercera columna. En otras palabras, la primera y tercera columnas se suman entre sí en la función de columna de alcalinización o carbonatación (regeneración del bicarbonato de sodio).

OSMIONISIS

El nombre de este proceso se deriva de ósmosis y ión, ósmosis de iones, o sea, el paso a través de una membrana de iones de una solución muy concentrada de sal hacia un compartimiento que contiene una salmuera más diluida, ocurriendo así la desalación de la salmuera más concentrada. Ocurre por ejemplo, en pueblos costeros donde el agua de mar se ha infiltrado dentro del agua potable disponible, la cual está por llegar a ser aún más salina en el curso del proceso. Este proceso se lleva a cabo sin requerimientos de energía externa excepto para el bombeo.

El principio de este proceso se explica de la siguiente manera: partiendo del diagrama (18) donde se tienen 3 compartimientos separados alternativamente por membranas permeables a cationes y aniones, en un principio se tiene agua moderadamente salada en los tres compartimientos contiguos del centro, conteniendo agua de mar los dos externos (los tres compartimientos pueden estar unidos o formar un solo compartimiento). La tendencia natural de la sal es pasar de la solución concentrada a la diluida y como se encuentra con un alto contenido de iones, serán estos los que pasen a través de las membranas, por un lado pasarán los cationes y por el otro los aniones hacia las diferentes membranas para mantenerse en equilibrio este transporte, del compartimiento de en medio, migrarán respectivamente hacia uno y otro lado los cationes y los aniones, por lo cual en este compartimiento el contenido de sales disminuirá proporcionalmente como aumentará en los dos contiguos. Este proceso se terminará en el momento en que la fuerza para la difusión de las sales de los compartimientos se ago-



Es un proceso de demineralización que emplea una membrana de tres capas.

La membrana de electrosorción está compuesta de una capa selectora de aniones, otra de cationes y una permeable interior sellada con las dos anteriores. Las membranas en serie se colocan en paralelo entre un par de electrodos, de tal manera que el agua fluye entre los espacios entre membranas. Cuando se aplica el voltaje a los electrodos, los iones del agua de alimentación van a través de las membranas, quedando atrapados en las capas internas. El agua desalada fluye fuera de los espacios entre membranas. Las membranas se regeneran invirtiendo la polaridad del voltaje aplicado, sacando así los iones del interior de las membranas a la solución que fluye por los espacios entre membranas; la solución se envía como desperdicio en esta parte del ciclo. Después de un corto período de regeneración el voltaje se vuelve a invertir para lograr otro período de demineralización.

Este proceso sólo ha funcionado para salinidades bajas (3 500 ppm), está en fase de investigación y, en base a los procedimientos de costos de la OSW, supera en un 10% al costo de electrodialisis.

CAPITULO IV

FACTORES RELEVANTES DE LOS PROCESOS

FACTORES QUE DETERMINAN LAS NECESIDADES

1

Las necesidades humanas son determinadas por los factores ambientales tanto le biológicos como le psicológicos. Las necesidades se dividen en fisiológicas y psicológicas. Las necesidades fisiológicas son aquellas que se relacionan con la supervivencia y el bienestar físico. Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades humanas son determinadas por los factores ambientales tanto le biológicos como le psicológicos. Las necesidades se dividen en fisiológicas y psicológicas. Las necesidades fisiológicas son aquellas que se relacionan con la supervivencia y el bienestar físico. Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades humanas son determinadas por los factores ambientales tanto le biológicos como le psicológicos. Las necesidades se dividen en fisiológicas y psicológicas. Las necesidades fisiológicas son aquellas que se relacionan con la supervivencia y el bienestar físico. Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

NECESIDADES FISIOLÓGICAS

Las necesidades fisiológicas son aquellas que se relacionan con la supervivencia y el bienestar físico.

Las necesidades fisiológicas son aquellas que se relacionan con la supervivencia y el bienestar físico. Las necesidades fisiológicas son aquellas que se relacionan con la supervivencia y el bienestar físico.

NECESIDADES PSICOLÓGICAS

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social. Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

Las necesidades psicológicas son aquellas que se relacionan con el bienestar emocional y social.

OSMOSIS INVERSAS:

40

VENTAJAS: No requiere agua de enfriamiento: la salmuera de rechazo está libre de elementos tóxicos como el cobre-para la vida marina; se está dedicando una gran cantidad de dinero para su investigación.

DESVENTAJAS: Susceptible de falla por contaminación con hierro, manganeso, orgánicos, etc. Se pueden eliminar mediante un pretatamiento de métodos convencionales como el uso de manganeso, perlitas y/o filtración a través de carbón activo. Las membranas comerciales presentan el problema de compactación a altas presiones lo cual disminuye su eficiencia, una de las principales razones por la que - hasta se ha empleado comercialmente para aguas de baja salinidad, dificultad en el reemplazo de membranas aquí en México.

ELECTRODIÁLISIS:

VENTAJAS: Pureza del agua; baja temperatura y presión; no hay corrosión, su temperatura y presión son bajas; su tubería y mantenimiento son sencillos; se posee bastante información técnica.

DESVENTAJAS: Es muy sofisticado: el consumo de energía es 10 a 20 veces más que el teórico requerido; como el consumo de electricidad está en función directa de la salinidad, esto lo hace antieconómico para agua de mar.

INTERCAMBIO IÓNICO:

VENTAJAS: La extracción de las sales de la solución es completa;

DESVENTAJAS: Función para salinidades de cientos de partes por millón; el consumo de resina en relación a la cantidad de sal extraída es aproximadamente del 75% lo que para altas capacidades lo anula gran costo de regeneración de las resinas.

EXTRACCIÓN POR SOLVENTES:

VENTAJAS: Se lleva a cabo a temperaturas normales

DESVENTAJAS: Se encuentra a nivel de estudio; selectividad incompleta del solvente; que implica más extracciones a mayor salinidad; la retención del solvente en la

salmuera y el agua dulce hacen necesaria la recuperación por destilación; y pérdidas de solvente hacen este proceso bastante costoso en comparación con los convencionales.

DESTILACION INSTANTANEA

43

AÑO PLANTA	INVERSION	Factor CARGA	1000 al CAPACIDAD	para 1970 CORRECCION	Corregida INVERSION	1000 al
1942 12 D	4.00	98	60-225	1.274	5.09 (1)	
1942 13 D	1.55	42	1467-6	1.271	1.97 (2)	
1944 18	1.36	49	156-1000	1.253	4.21 (3)	
1944 20-22 D	3.31	81	757-4000	1.253	4.14 (4)	
1943 24	0.74	47	1600-	1.265	0.96 (5)	
1943 27	2.37	71	30-48	1.311	9.66 (6)	
1944 30 D	2.33	57	85-48	1.253	4.18 - 2.94 (7)	
1944 32	2.37	19	94-620	1.253	4.18 - 2.96 (8)	
1942 33-34 D	4.27	36	50-170	1.271	5.80 (9)	
1942 36-40	1.35	19	30-300	1.271	1.97 (10)	
1942 41	2.41	95	50-350	1.271	3.05 (11)	
1943 42 D	1.24	71	360-10000	1.287	1.36 (12)	
1942 43 D	0.85	81	720-10000	1.271	1.08 (13)	
1947 44-47 D	1.35	70	630-34000	1.347	1.09 (14)	
1947 48-49 D	0.82	93	1100-34000	1.274	1.045 (15)	

DESTILACION DE TUBO SUMERGIDO

1942 50-57	1.30	65	120-10000	1.608	2.35
1947 58-67	4.13	47	120-14000	1.661	5.87
1947 68-77	1.01	53	120-34000	1.591	4.82

DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

1944 3	4.80	10	40-500	1.253	5.01 (1)
1944 4-9	2.85	59	14.4-90	1.253	3.57 (2)
1943 6	1.79	25	1000-200	1.265	2.26 (3)
1943 13	6.00	24	20-3	1.591	9.55 (4) *
1946 16	7.34	19	21.6-48	1.451	10.65 (5)
1945 17	5.35	21	38-1260	1.591	8.83 (6)
1945 19	1.76	46	200-8000	1.591	4.39 (7)
1945 23	3.16	31	14.4	1.238	3.91 (10) *
1945 24 D	1.44	96	495-10270	1.591	2.29 (8)
1947 27	9.56	38	1.031.6-353	1.347	12.97 (9)

D triplicado doble

* no graficada

* Para las plantas numeradas en la columna (c) se encuentra la información básica adicional en la parte final de este capítulo.

1000
INVERSIONES DOLLS/GAL-DIA

EVAPORACION INSTANTANEA

PLANTA	INVERSION	INVERSION (1) CORREGIDA	INVERSION (2) CORREGIDA	CAPACIDAD
1	4.00	5.09	14.427	60
2	1.55	1.97	3.496	1463
3	1.36	4.21	6.019	156
4	1.31	4.14	1.974	750

1	2.78	2.34	7.173	1620
2	2.87	2.58	41.262	90
3	2.38	4.18	9.179	35
4	2.37	4.18	1.520	94
5	4.87	3.80	17.956	52
10	2.15	1.97	6.932	38
15	2.45	2.05	9.754	50
20	2.24	1.26	1.188	360
25	2.85	1.18	2.534	720
30	2.75	2.79	1.144	430
35	2.42	2.45	20.565	1200

Promedio Total 9.17

Promedio Promedio doble: 3.15

Promedio Promedio triple: 11.79

DESTILACION DE TUBO SUMERGIDO

1	1.95	2.15	4.149	120
2	4.13	4.87	11.913	120
3	3.83	4.92	4.146	120

Promedio Total: 9.242

DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

1	4.85	4.21	12.500	40
2	2.85	2.57	26.525	14
3	1.79	2.56	2.491	1000
4	4.57	3.55	17.180	20
5	2.56	2.93	60.129	10
6	3.55	3.42	15.473	16
7	2.56	4.28	1.343	200
8	1.44	2.29	2.957	895
9	3.56	12.97	15.129	124
10	2.24	1.91	12.549	14

PROMEDIO 14.224

III Corrección para 1970 por los índices de Marshall & Stevens. 1.7
 III Corrección para la capacidad de 165 500 galones $C_2 \left(\frac{8}{3} \right)$

EVAPORACION INSTANTANEA

ENTRADA V.L. CAPACIDAD POR EL METODO DE MINIMOS CUADRADOS

1	1.1741	3.20	1.7567	3.04
2	3.1852	12.12	1.1945	4.10
3	2.1931	4.93	1.6243	3.56
4	2.4753	6.39	1.6170	4.65
5	3.2741	12.47	1.9423	3.14
6	1.4771	2.22	1.3545	2.93
7	1.9284	1.77	1.6112	3.13
8	1.9731	3.31	1.6210	3.19
9	1.6990	2.99	1.7634	2.99
10	1.4771	2.22	1.2945	1.92
11	1.6989	1.90	1.4843	2.52

12	2.2563	4.63	1.1335	2.89
13	2.2577	4.25	1.0334	2.96
14	2.2593	3.90	1.1201	1.69
15	<u>2.2551</u>	<u>2.83</u>	<u>1.0191</u>	<u>1.13</u>
	Σ	Σ^2	Σ	ΣXY

$$b_1 = -0.135$$

$$b_0 = 1.72$$

$$\underline{\underline{\Sigma 2.46}}$$

PROPOSITO UNICO:

$$b_1 = -0.302 \quad b_0 = 1.106$$

$$\underline{\underline{\Sigma 2.36}}$$

PROPOSITO DOBLE

$$b_1 = -0.1911 \quad b_0 = 2.118$$

$$\underline{\underline{\Sigma 2.406}}$$

DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

INVERSION 14. CAPACIDAD POR EL METODO DE MINIMOS CUADRADOS

1	1.5021	1.15	0.7789	1.247
2	1.1544	1.34	0.3527	0.641
3	1.0000	3.70	0.3541	1.262
4	1.1010	1.54	0.9400	1.275
5	1.3345	2.78	1.0273	1.370
6	1.5581	2.42	0.9460	1.470
7	1.1010	3.30	0.6425	1.476
8	2.3316	4.70	0.3598	1.062
9	2.0154	4.21	1.1129	1.240
10	1.1544	1.34	0.5322	0.686

$$b_1 = -0.417$$

$$b_0 = 1.592$$

$$\underline{\underline{\Sigma 3.12}}$$

SIN PUNTOS NO AGRUPADOS (1,3,4,5,6,7,8,9)

$$b_1 = -0.134$$

$$b_0 = 1.54$$

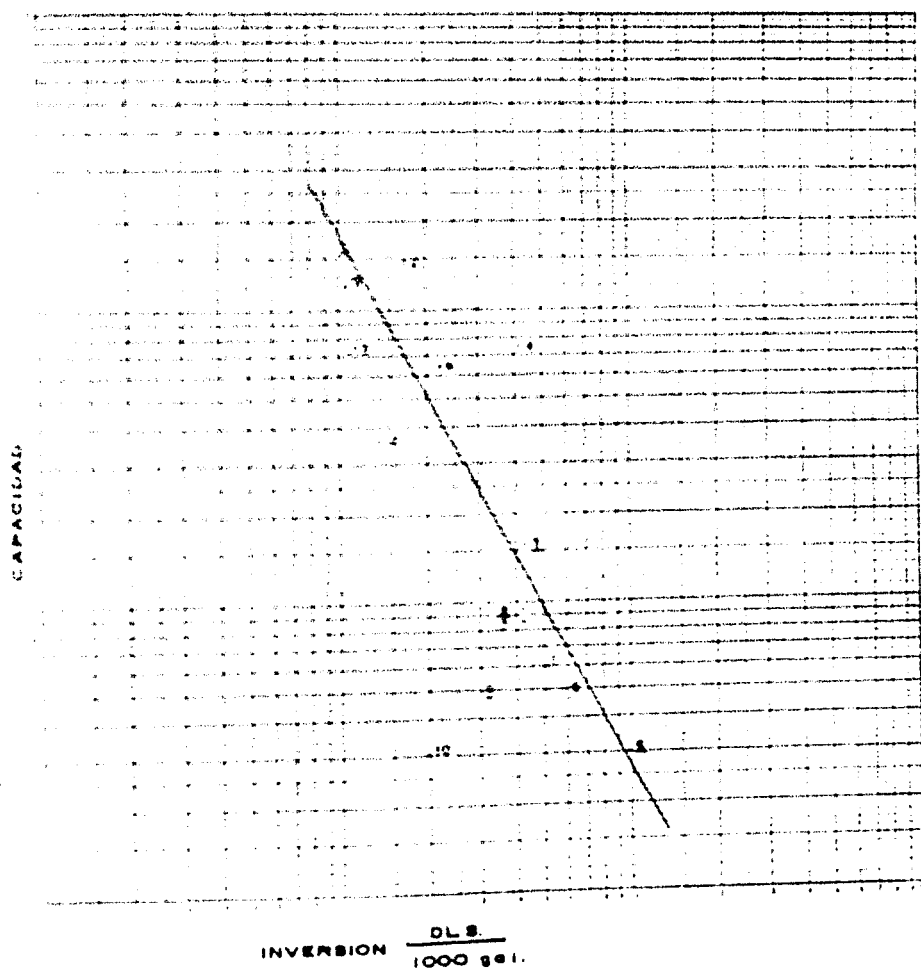
$$\underline{\underline{\Sigma 3.65}}$$

DESTILACION CON TUBOS SUMERGIDOS

INVERSION POR PLANTA

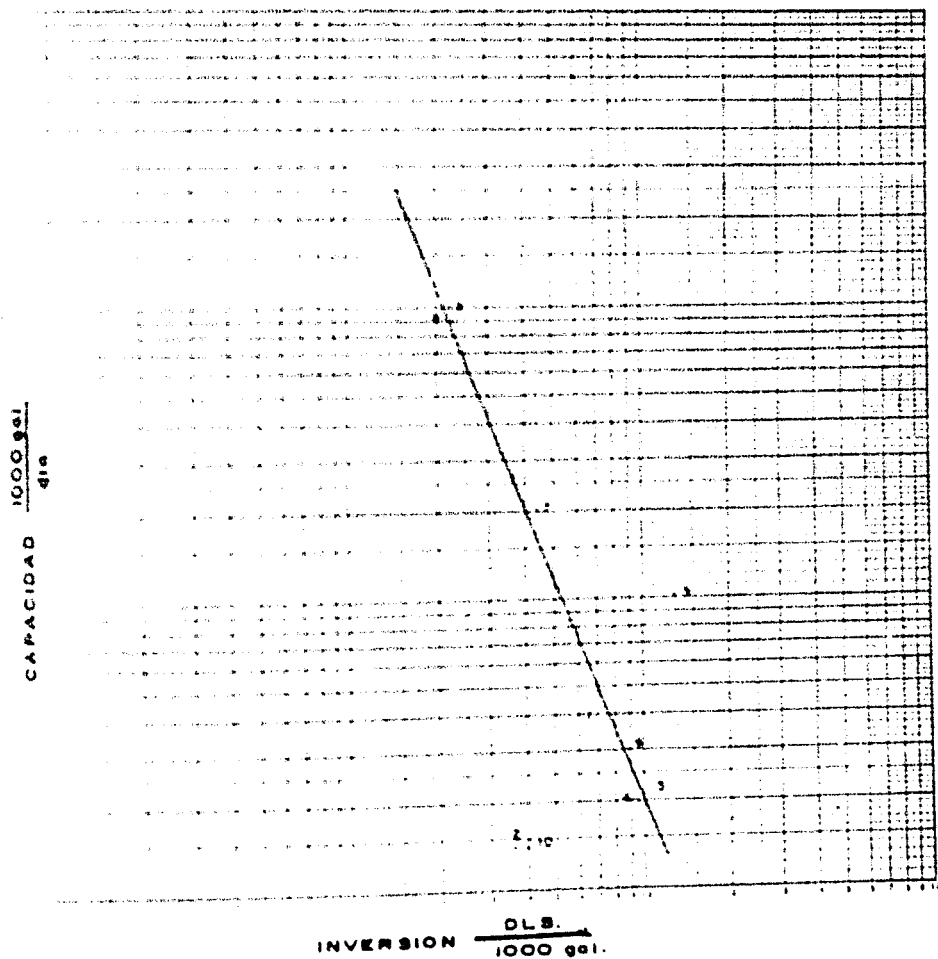
$$1 \quad 2.35$$

EVAPORACION INSTANTANEA



COMPRESION DE VAPOR

47



1 4.87 Están a la misma capacidad
 2 1.82
 3 14.34 promedio: 4.68

14.68

Costos promedio de conversión están dados en dólares por 1000 gal.)

COSTOS TOTALES vs. CAPACIDAD

EVAPORACION INSTANTANEA

PLANTA	COSTO TOTAL	COSTO TOTAL CORREGIDO	CAPACIDAD
1	5.84	5.42	60
2	1.75	2.22	1463
3	2.73	4.67	156
4	1.44	2.15	750
5	1.57	5.35	1600
6	11.03	14.44	30
7	1.98	2.39	85
8	1.45	2.11	94
9	12.46	13.79	30
10	1.37	4.44	50
11	2.15	2.76	360
12	1.55	2.32	720
13	1.06	1.43	630
14	4.43	9.43	1200

DESTILACION CON TUBOS SUMERGIDOS

1	1.804	1.93	120
2	1.641	1.72	120
3	1.531	1.26	120

DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

1	4.94	11.35	40
2	3.81	4.31	1000
3	14.95	50.53	22
4	12.54	51.73	36
5	21.13	29.40	104
10	2.59	1.20	15

Dólares/1000 gal. Dólares/1000gal. Miles de galones/dfa

EVAPORACION INSTANTANEA

COSTOS TOTALES vs. CAPACIDAD POR EL METODO DE MINIMOS CUADRADOS

1	0.4075	1.7781	1.430	1.20
2	0.3463	1.1652	1.090	10.10
3	0.6693	2.1931	1.470	4.83
4	0.1222	2.9750	0.925	8.39

5	0.1323	1.1041	0.416	10.40
6	1.1393	1.4771	0.733	2.21
7	0.1763	1.3724	1.704	1.77
8	0.2511	1.2731	1.657	1.91
9	1.1375	1.4771	1.360	1.20
10	0.4099	1.4749	1.122	1.90
11	0.4479	1.5553	1.144	6.65
12	0.4596	1.4573	0.434	8.25
13	0.1553	1.7923	1.249	7.90
14	<u>1.5532</u>	<u>1.5721</u>	<u> </u>	<u>9.49</u>

$$Y = -0.1171 + 1.419$$

$$\underline{\$ 1.71}$$

PROPOSITO DOBLE:

$$57.75$$

$$Y = -0.1211 + 1.36$$

$$\underline{\$ 2.545}$$

Costo total ALCOHOL PROPOSITO(3)

$$Y = -0.4773 + 1.662$$

$$\underline{\$ 1.225}$$

Estos costos están dados en dólares por 1000 galones)

Estos valores están dados para una capacidad de 165000 galones).

DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

COSTOS TOTALES vs. CAPACIDAD POR EL METODO DE MINIMOS CUADRADOS

1	1.6421	1.351	1.640	2.566
3	1.6000	0.6421	2.346	9.000
5	1.3404	1.7036	2.281	1.800
6	1.5561	1.7138	2.673	2.434
10	1.1761	0.5351	0.594	1.383
9	1.0170	1.4530	2.931	4.068

$$b_1 = -0.22$$

$$b_0 = 1.50$$

$$Y = 1.50 + (-0.22)X$$

$$\underline{\$ 11.16}$$

DESTILACION POR TUBOS SUMERGIDOS

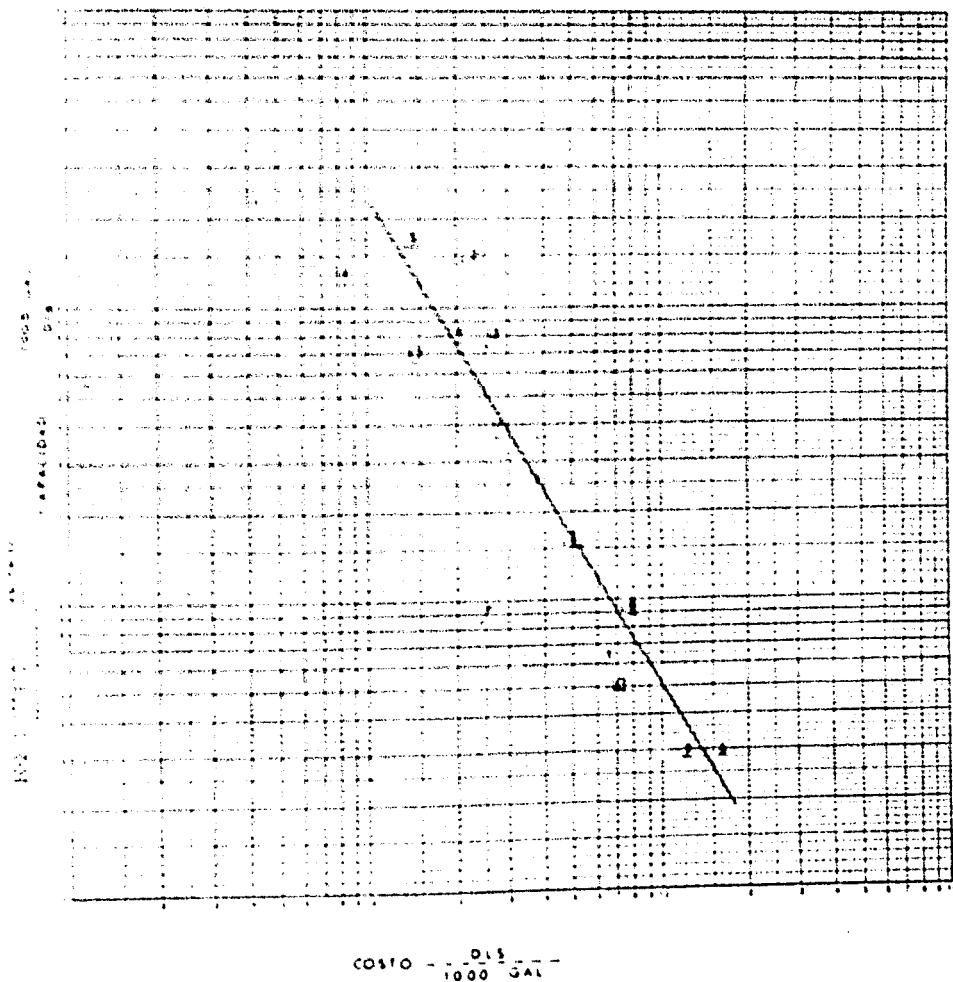
PLANTA

COSTOS TOTALES

1	3.593	Se toma un promedio pues las plantas tienen la misma capacidad.
2	6.175	
3	5.183	

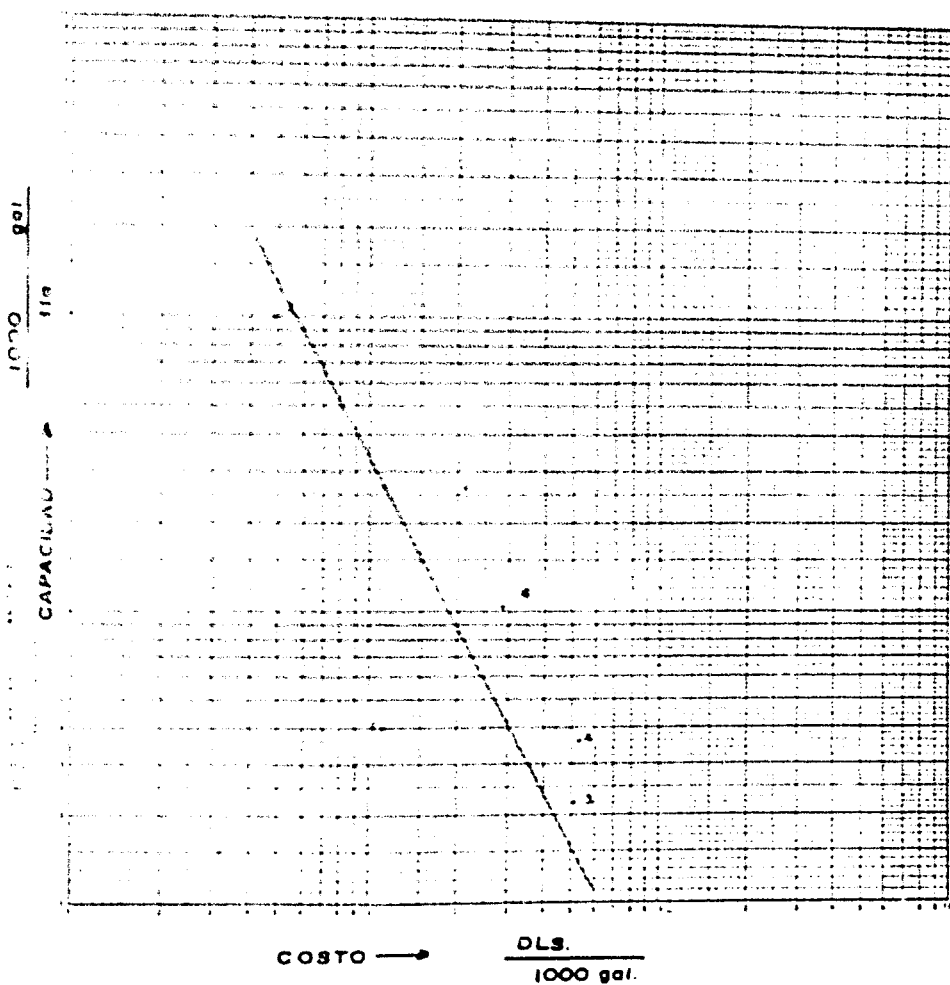
EVAPORACION INSTANTANEA

50



COMPRESION DE VAPOR

31



Este informe constituye sólo un dato en dólares por 1000 toneladas para una capacidad de 1000 toneladas.

IDENTIFICACION Y DATOS GENERALES DE LAS PLANTAS

PLANTA	LOCALIDAD	AÑO	PROYECTO	CAPACIDAD	ALMACENAMIENTO	FACTOR CARGA
INFORMACION DISTANTE						
1	La Libertad (Cuzco)	1961	Double	60	116	38
2	Chilpan (Pue)	1961	Double	1441	9	42
3	Waguan (Cuz)	1961	Double	114	1000	43
4	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	717	4000	31
5	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	1400	—	47
6	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	20	18	71
7	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	41	15000	57
8	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	34	100	18
9	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	10	100	16
10	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	10	100	18
11	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	10	150	85
12	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	140	10000	71
13	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	710	10000	93
14	San Carlos de (Cuz)	1961	Double	430	14000	70

21 MEXICO 1940 Doble 1200 34000 33
85

IDENTIFICATION Y DATOS GENERALES DE LAS PLANTAS

PLANTA	OTRO	AÑO	PROPOSITO	CAPACIDAD	ALMACENAMIENTO	FACTOR DE CARGA
--------	------	-----	-----------	-----------	----------------	-----------------

DESTILACION CON COMPRESION DE VAPOR

1	Base aérea	1944	Único	40	500	13
	Mexico City					
	Estados Unidos					
2	Base Naval	1944	Único	14.4	90	39
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
3	Planta de MTH	1940	Único	1000	300	25
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
4	Planta de MTH	1944	Único	21.6	48	19
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
5	Planta de MTH	1944	Único	20	3	24
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
6	Planta de MTH	1944	Único	36	1260	21
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
7	Base aérea	1944	Único	200	8000	46
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
8	Planta de MTH	1944	Agua y Sal	895	13200	98
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
9	Planta de MTH	1944	Único	101.6	353	38
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					
10	Planta de MTH	1944	Único	14.4	—	31
	San Juan, Puerto Rico					
	Estados Unidos					

DESTILACION DE TUBO SUMERGIDO

1	Base Naval	1940	Doble	120	2500	65
	Mexico City					
	Estados Unidos					
2	Base Naval	1944	Doble	120	34000	47
	Mexico City					
	Estados Unidos					
3	Base Naval	1944	Doble	120	34000	55
	Mexico City					
	Estados Unidos					

CAPITULO V

FINES

Una vez anotados los factores relevantes para cada proceso se procederá al tamizado. *

I. - Este primer tamizado se realiza en base a la satisfacción de las necesidades originales, las cuales para nuestro proceso son: una salinidad inferior a las 100 ppm. debido a que el cuerpo humano no puede asimilar una mayor cantidad sin contrarrestar transformaciones fisiológicas; la capacidad que se ha fijado es de 10,000 gal. diarios, en base a lo escrito en el capítulo III y por último la fecha de inauguración del proyecto, ya que no se puede elegir un proceso que se encuentre en estudio -que no exista planta comercial de él- porque se presenta el riesgo de que pueda o no funcionar.

Lo anterior permite descartar la destilación solar, que presenta una inversión muy alta y para la capacidad requerida resulta antieconómica. La extracción por solventes se elimina por encontrarse en estudio, y aún con mayor razón los procesos de destilación a presión artificial, osmósisis, electrosorción y desorción debido a que su estudio empieza apenas a desarrollarse.

II. - El segundo tamizado se realiza en base a las características del lugar - (que se presentan en la tabla I) como es el agua de mar de la alimentación que tiene una salinidad de 35,000 ppm. y que descarta automáticamente los procesos que funcionan sólo con agua de alimentación de baja salinidad.

La electrodialisis puede funcionar para salinidad de agua de mar, pero como la energía consumida está en función de la salinidad (a mayor salinidad mayor consumo de energía), el costo de esta hace antieconómico el proceso. Lo mismo,

* Como se explica en el capítulo II, teniendo en mente para cada proceso cada uno de los 4 puntos enunciados. Dependiendo del producto en particular se hará la interpretación de los puntos propuestos, ya que en función del producto se tendrán restricciones propias de él y por ende no siempre se dará la misma interpretación a dichos puntos.

a. intercambio térmico es antieconómico debido a que el consumo de resinas ³³ en relación a la cantidad de sal extraída es aproximadamente del 75%, por lo que este es económico para salinidades bajas, lo que implica presiones a lo sumo de 400 psig, por lo cual al aumentar la salinidad se hace necesario aumentar la presión y las membranas existentes no garantizan un funcionamiento adecuado.

III. - Como tercer tema, la base elegida son las características de los procesos, en af. para este caso son entre otras: la baja disponibilidad de equipo e instrumentación, que en Cozumel este se importaría y/o transportaría de grandes distancias y con muchas dificultades, lo cual implica en caso de un mal funcionamiento del equipo o un paro o el tener en existencia aquellas partes más susceptibles a la falla, lo que elevaría el costo total de producción; poca disponibilidad de tecnología (se dice: que las personas que desarrollaran el estudio, en este caso el presente tema de tesis, no dispusieron p. ej. de los conocimientos necesarios, a que en af. tecnología no estuviera al alcance por las vías de comunicación normales); disposición de mano de obra capacitada (dada la mentalidad de un obrero calificado sería difícil su adaptación a un sitio como la isla; - disposición de datos de plantas comerciales; etc.

Af. es que en este nivel se descarta el proceso de tubos largos verticales, y no en el primer nivel, debido a que es un proceso del que existen bastantes datos, ha salido casi del nivel de estudio y su única restricción es la falta de - en número regular de plantas comerciales. Por otro lado los procesos de cristalización atañen al mismo problema, aunado a que presentan muchas partes móviles y no tienen la facilidad de adaptarse a una múltiple etapa o a un múltiple efecto. Además se sabe (comparando alternativas) que el costo de BTU en la refrigeración es mayor que el de calentamiento, debido a que el costo de equipo por - en la capacidad de agua dulce es mayor que el de evaporación.

Si bien pudiera en este nivel eliminarse algunos procesos, ya que eliminá-³⁶ los en los tamices uno y dos, dado que se presentó una jerarquía llamada natu-
ral, no se eliminaron aquí; pero ello no debe implicar que no se pudieran eliminar
en este nivel precisamente.

Por lo anterior, de este nivel solo pasan a una siguiente eliminación los pro-
cesos de Tubos sumergidos, Compresión de vapor y Evaporación instantánea.

En: A pesar que en el aspecto de gastos la información encontrada para un --
proceso fue bastante variable (ya que depende de un gran número de facto-
res al costo, como puede ser en este caso en forma prominente, una tasa de inte-
rés o de gran almacenamiento, factor de carga bajo, etc.), al analizar los cos-
tos a través de gráficas se encontró que los costos son más bajos para la evapo-
ración instantánea que para los otros dos procesos. Con la base anterior se tiene
la facilidad para eliminar los procesos de tubos sumergidos y de compresión de --
vapor, ya presentan, en sí, problemas de paso en el segundo tamizado -en el
caso de tubos sumergidos la altura de la columna del líquido sobre la tubería y en
el de compresión de vapor la baja disponibilidad de compresores y los problemas
que, en sí, estos presentan-.

Por otra parte, si en forma aproximada pudiera competir en costo el proceso
de tubos sumergidos, por el hecho de presentar poco futuro sería descartado; para
valorar el futuro de la evaporación instantánea se puede tomar como base que
entre los presupuestos de investigación es el mayor. Así pues en este nivel resul-
ta una alternativa óptima la Evaporación instantánea.

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

37

El método propuesto funcionó adecuadamente ya que se propuso en forma muy general, y se considera que puede adaptarse a la obtención de cualquier otro producto (no solo de un producto, sino también a la solución de un problema industrial en general). El problema que presenta es el de su interpretación; sin embargo, se propone la conveniencia de realizar una división por áreas de productos semejantes, a los cuales se puedan aplicar procesos parecidos; en base a ello la teoría propuesta se puede particularizar y a la vez ampliar para cada área.

Se considera además que los puntos propuestos no son los únicos, sino solo algunos de los que se pueden considerar. Se pueden adicionar otros que resulten de la práctica, como lo fue el punto 4 que inicialmente no se consideró en el estudio pero que surgió del problema particular de la desalación y se vio la necesidad de incluirlo, porque aunque estaba en forma implícita en el punto 2 no podía haberse captado fácilmente.

Se considera también que dentro de las conclusiones de un trabajo de este tipo deben incluirse, de ser posible, los costos del proceso elegido para tener una idea preliminar antes de llevar a cabo el anteproyecto.

Con respecto a la aplicación (desarrollo) de la teoría en particular, se observó que la selección de la información bibliográfica es de vital importancia, ya que puede inducir inadvertidamente, que se lea una cantidad mayor de material de la necesaria, o se tomen como verdaderos algunos datos erróneos. Lo anterior se trató de evitar basándose en la información de organismos oficiales acerca de los resultados arrojados por cada compañía, lo que permitió valorar con otro tipo de información. Y como también estos organismos publican a nivel cultural, en ellos se recomienda bibliografía que, en general, es de nivel medio y sirve para centrarse inicialmente en los aspectos físicos (técnicos y económicos) del problema, ya

que debe tenerse presente que no se está realizando un estudio en detalle de los procesos, sino tan solo de las principales variables que les afectan.

Se observó también, que los datos acerca del lugar (en este caso la isla de Cozumel) solo se pueden tener en forma actualizada si se va al sitio de estudio, ya que los datos existentes tienen un retraso no menor de dos años lo cual para este estudio fue suficiente para proseguir con la evaluación definitiva sería necesario el obtener datos exactos.

El capítulo II permite aumentar la teoría del capítulo II desde el punto de vista de que cuando un fertilizado (cuyo objeto es el descartar) no define completamente una respuesta se debe proceder a un análisis económico preliminar basado en los datos de puntos que impliquen los costos que en mayor forma puedan afectar las ganancias.

Los valores numéricos de costos aquí obtenidos no son a esperarse en Cozumel, ya que se obtuvieron en base a datos de diferentes sitios del mundo. En este caso como la diferencia de costos entre los diversos procesos fue alta, fue posible la eliminación de los menos económicos, si la diferencia no hubiera sido tan grande, habría sido necesario realizar el anteproyecto de los procesos en competencia antes de decidir entre ellos.

Se considera que este trabajo de tesis pudo haberse realizado a través de un seminario de un semestre, que se consideraría como una materia más de la carrera, y así se aprovecharía completamente el tiempo de los asistentes a la aplicación de sus conocimientos inmediatamente después de haber terminado los estudios correspondientes a la licenciatura. Por tanto se propone que la tesis se considere como opcional.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. - American Chemical Society. "Saline Water Conversion". Advances in Chem., Ser. No. 17. Washington, D.C. 1960.
2. - Assouline Samuel. "Demineralization by Ionexchange". Academic Press, N.Y. 1968.
3. - Balnes Bradley. "Research in the Chemical Industry". El sevier Pub. Company S.A. 1969.
4. - Bore: A. Charles. "Studies on the Distillation by Reverse Osmosis". J. Appl. Chem. 1966.
5. - Chemical Engineering. "Thin Salt Promises Economic Water Desalting". Chem Eng. 70-76. Apr 1963.
6. - Chemical Engineering. "Chemical Engineers Guide to Sea Water" Chem Eng. - 31-6. 76 (24), 1969.
7. - Desalination.
8. - Dodge, B.F. "Fresh Water from Saline Waters". American Scientist 48, 476 (1960)
9. - Ellis G. "Fresh Water from the Ocean". Ronald Press, N.Y. 1963.
10. - Farrington Daniels. "Direct Use of the Sun's Energy". Yale Univ. Pag. 20-46, 104-121, 209-223. 1964.
11. - Frost A. "Principles of Unit Operations". John Wiley & Sons. London, N.Y. 1960.
12. - Hise E.J. "A Simplified Method for Making Preliminary Analysis of Evaporator Plants". Chem. Eng. Prog. Symp. Ser. 64 (62), 43-53-1968.
13. - International Atomic Energy Agency "Proceedings of a Symp. on Nuclear Desalination". Elsevier Pub. Madrid 1968.
14. - International Atomic Energy Agency. "Value to Agriculture of High Quality - Water from Nuclear Desalting in Agriculture". Vienne. 1969.
15. - Kira Oehmer.
16. - Levine Summer. "Selected Papers on Ocean Technology". Dover N.Y. 1968.
17. - Papain Ray. "Desalination. Water for the World Future". Praeger N.Y. 1968.
18. - Ortel D. M. "Water Desalting and Nuclear Energy" Thiemeig Schenbücher. Germany 1967.
19. - Rose & Barrow.
20. - Secretaría de Recursos Hidráulicos. "La Desalación y sus Aspectos Técnicos, Económicos, Políticos y Sociales. México 1965.
21. - Los recursos hidráulicos de México, su relación con los problemas agrícolas y económicos del país.
22. - Sherwood, T.R. "Salinas Water Conversion by Freezing" M.I.T. USA. 1967.
23. - Speyer, A. "San. Water Purification". John Wiley & Sons. N.Y. 1962.

24. - Speen Philip. "Fresh Water from Saline Waters". Oxford Pergamon Press. 1966.
25. - Territorio Quintana Roo, Colección de Estudios Económicos Regionales, Sistema Banco de Comercio. 1969.
- Industry Water for the Valley of México Blon Moore, Banco de México S.A. 1968.
- Análisis de los factores involucrados en la localización de plantas industriales en la República Mexicana.
- Bitter Thomas, Geler Juan, Tesis Profesional, 1960.

INDICE

Capítulo I

Introducción.....	1
-------------------	---

Capítulo II

Criterios para la selección.....	5
Información básica requerida.....	7
Características de la Isla de Cozumel.....	10

Capítulo III

Descripción y diagramas de flujo de los procesos.....	11
Procesos de destilación.....	13
Evaporación solar.....	14
Tubos largos verticales.....	15
Tubos sumergidos.....	17
Instantánea.....	18
Vapor revalorizado.....	20
Controlada.....	20
Compresión de vapor.....	21
Comp. de vap. con contacto directo.....	21
Procesos de cristalización.....	24
Congelamiento con compresión.....	24
Congelamiento con absorción.....	26
Cong. con refrigerante secundario.....	26
Formación de hidratos.....	28
Electrodialisis.....	29
Extracción por solventes.....	31
Campos y métodos.....	32
Intercambio iónico.....	35
Osmosis.....	37
Electroosmosis y desorción.....	38

Capítulo IV

Factores relevantes de los procesos.....	39
Ventajas y desventajas de los procesos.....	39

Comparación entre compresión de vapor, instantánea y tubos sumergidos.....	42
Comparación mecánica elemental entre compresión de vapor instantánea y tubos sumergidos.....	43
Identificación y datos generales de las plantas.....	52

Capítulo V

Elección.....	54
---------------	----

Capítulo VI

Conclusiones.....	57
-------------------	----

Bibliografía.....	59
-------------------	----
