

8
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**Escuela Nacional de Estudios Profesionales
PLANTEL ZARAGOZA**

**DESALACION DE AGUA DE MAR POR OSMOSIS
INVERSA Y COMPARACION CON UN
METODO ALTERNO**

TESIS MANCOMUNADA

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N
CONTRERAS HORTA JAVIER ARTEMIO
CHONA CHOPIN ANGEL**



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

Página

INTRODUCCION

FUNDAMENTACION DEL TEMA

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

OBJETIVO

HIPOTESIS

MATERIAL Y METODO

A. DESARROLLO

Consideración Previa 1

CAPITULO I.

OSMOSIS INVERSA, GENERALIDADES 2

La Osmosis Inversa

1.1) Microfiltración, Ultrafiltración 5

y Osmosis Inversa.

1.2) Fundamentos Teóricos 6

1.2a) Teoría de Permeación 6

1.2b) Modelo de Solubilidad y Difusión 12

	Página
1.3) Efectos de Cambio de Concentración, Presión y Temperatura.	24
1.3a) Efectos de la Concentración y Presión	24
1.3b) Efectos de la Temperatura	27
1.4) Mecanismo de Tamiz	33
1.5) Propiedades de la Membrana	36
1.6) Polarización de la Concentración	37

CAPITULO II.

OSMOSIS INVERSA, ASPECTOS PRACTICOS.

2.1) Estructura de la Membrana y su correlación con Permeabilidad de la Membrana	44
2.1a) Clasificación de Membranas	45
A.1) Membranas de Poro Ordinario	46
A.2) Membranas Asimétricas y	51
Compuestas	
B.) Caracterización de la Estructura de Membrana y Tamaño de Poro por Medida de Permeación del Fluido.	53
2.2) Perfil de Concentración en una Membrana ... Asimétrica.	61
2.3) Equipo de Membrana	67
2.4) Sistema de Osmosis Inversa	82
2.4.1) Pretratamiento	93

2.4.2) Postratamiento	98
2.4.3) Instrumentación y Control Normal ...	100
2.4.4) Sistema de Osmosis Inversa con	104
Recobro de Energía.	

CAPITULO III.

SELECCION DE EQUIPO	106
---------------------------	-----

CAPITULO IV.

PERFIL DE LOS METODOS ALTERNOS DE DESALACION	110
---	-----

DE AGUA DE MAR.

4.1) Breve Descripción de los Procesos	112
4.1a) Flash Multietapa	113
4.1b) Compresión de Vapor	115
4.1c) Osmosis Inversa	118

CAPITULO V.

EVAPORACION Y DESTILACION	130
---------------------------------	-----

CAPITULO VI.

ASPECTOS TECNICOS Y ECONOMICOS DE LOS PROCESOS ..	137
---	-----

MAS UTILIZADOS EN LA DESALACION DE AGUA DE MAR.

6.1) Aspectos Técnicos	137
6.1.1) Arranque y Operabilidad	138
6.1.2) Mantenimiento	139

	Página
6.1.3) Otros Aspectos Técnicos de la Comparación.	141
6.2) Aspectos Económicos	141
6.2.1) Eficiencia de la Energía	141
6.2.2) Vapor Vs. Electricidad	143
6.2.3) Costos de Capital	144
6.2.4) Químicos y energía auxiliar	148
 CAPITULO VII.	
COMPARACION ECONOMICA DE LOS PROCESOS DE DESALACION.	157
7.1) Perspectivas de las Plantas con Alto Consumo de Energía.	159
7.2) Caso de Estudio	160
7.3) Ahorro Logrado por el Mezclado de Aguas de Diferentes Salinidades.	175
 CAPITULO VIII.	
RESULTADOS	179
B. DISCUSION	180
C. CONCLUSIONES	184
D. RECOMENDACIONES	185
ANEXOS	186
REFERENCIAS	238
BIBLIOGRAFIA NO REFERENCIADA	243
HEMEROGRAFIA NO REFERENCIADA	246

I N T R O D U C C I O N

La sociedad moderna con su alto nivel de desarrollo, enfrenta en la actualidad apremiantes necesidades, tanto en lo que respecta al uso de agua dulce para consumo humano, industrial -- y/o agropecuario, como en lo que respecta al control de la -- contaminación y recuperacion de recursos hidráulicos hasta -- hoy no aprovechados.

Como intento de solución a tales problemas, se han producido innovaciones fundamentales en el campo de tratamiento de flui dos, y en este sentido la tecnología de membranas ha ocupado un lugar preferencial en la última década.

El agua de los océanos y masas de hielos polares corresponde al 99.4% del agua total de la tierra. El agua de mar puede - obtenerse al nivel del mar y en la costa, y es importante como recurso acuático principal debido al tamaño e importancia de las comunidades costeras, industrias y plataformas marinas de explotación.

Así pues, el problema se traduce en zonas cercanas al mar; en convertir agua salina a agua fresca desarrollando procesos -- económicamente atractivos, lo cual no se ha logrado satisfactoriamente hasta la fecha. Son necesarias nuevas ideas, nuevos procesos, innovaciones y mejoramientos de los procesos -- existentes y sólo pueden lograrse a través de la investiga- -- ción continua. El desarrollo de procesos de conversión de --

agua salina ha avanzado en un amplio número de campos, cada uno de los cuales incorpora un número diferente de procesos.- Esos campos pueden clasificarse como: 1) Destilación, 2) Procesos que utilizan membranas, 3) Separación por Congelamiento y 4) Otros procesos físicos, químicos, eléctricos o biológicos.

El proceso de Osmosis Inversa (OI) es uno de los procesos - que utilizan membranas, que en años recientes ha sido empleado para el tratamiento de agua salina. Es un proceso relativamente nuevo, el cual presenta grandes perspectivas a futuro pero que en el presente, en México está siendo cuestionado so pesando ventajas y desventajas. Este cuestionamiento es válido si se toma a OI no en forma aislada sino conjuntamente con otro proceso cuyo objetivo sea el mismo (en este caso conversión de agua salada y mediante una comparación cuantitativa, - así como analítica). Este es uno de los objetivos del presente trabajo.

Cabe aclarar aquí que el término desalación (también llamado desalinización o desalinación) se refiere a la "separación de agua de sus impurezas disueltas. Parte del agua es recobrada en forma casi pura en la corriente producto. Las impurezas - disueltas son concentradas en una corriente de residuo (salmuera) la cual es descargada del sistema de desalación como - rechazo de la planta".

En términos de operación económica, tipo de operación requerida, condiciones locales así como el costo directo de la planta son una consideración primaria. En el presente trabajo no se analiza un lugar específico, y por lo tanto, no se han considerado condiciones locales, pero sí se analizan los otros - aspectos.

En lo referente al problema de seleccionar el proceso más ade

cuando ello conlleva el conocer su forma de operación. El que el proceso OI sea un proceso que surge como tal en los 1960s, hace que sea un proceso relativamente nuevo comparado con los procesos de destilación, lo cual crea la necesidad de discutir ampliamente su principio de operación y descripción del proceso, ya que el querer comparar y después querer adquirir la instalación más económica sin poseer el conocimiento técnico requerido lleva a tomar una decisión inadecuada.

FUNDAMENTACION DEL TEMA

El crecimiento tanto de población como Industrial, crea nuevas necesidades, un rubro importante de ellas es la de un suministro cada vez mayor de agua fresca que cubra sus demandas. La desalinización de agua de mar se ha aplicado ampliamente cuando el agua fresca es insuficiente para cubrir dicha necesidad.

En todo el mundo existen programas para la obtención de agua fresca a partir de agua salina, el objetivo principal es desarrollar procesos técnica y económicamente atractivos. En este trabajo se explorarán las posibilidades de opciones viables técnicamente para compararlas en dichos terrenos.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La selección de un proceso, cualquiera que éste sea, involucra el que se alcancen los objetivos de calidad adecuada previstos para el producto, que la tecnología empleada sea la más apropiada y que dicho proceso sea económicamente factible.

Bajo estas premisas nacen en 1950 los procesos de separación por medio de membranas; una de sus aplicaciones es la Osmosis Inversa, descubierta a inicios de los sesentas, ampliamente usada para la desalinización de agua de mar. Sin embargo, su factibilidad económica no ha sido bien establecida, de - - ello la necesidad de efectuar una comparación con otro proceso que alcance los mismos objetivos.

OBJETIVO

Efectuar un análisis comparativo técnico y de los costos de -
producción de agua fresca a partir de agua de mar mediante --
los procesos de:

- 1) Osmosis inversa
- 2) Un método alternativo

HIPOTESIS

Se plantea que el proceso de Osmosis Inversa (de propósito -- simple) es un proceso económicamente atractivo para la desali nización de agua de mar, ya que en él no se involucra un cam- bio de fase, lo cual implica un ahorro en costos de suminis- tro de energía.

MATERIAL Y METODO

a) Material.

- Apoyo bibliográfico y hemerográfico.
- Asesoría de los especialistas involucrados en el tratamiento de agua.

b) Método.

Efectuada la búsqueda bibliográfica, recopilación de la -- información, selección y procesamiento de ella.

Análisis de los procesos seleccionados, fundamentación teó-- rica de cada proceso, equipo comercialmente disponible, -- predicción de costos, comparación técnico-económica. Toda vez que sea necesario se busca la asesoría de especialis-- tas en este campo, así como un permanente apoyo bibliográ-- fico.

A. DESARROLLO.

Consideración previa.

El presente estudio es iniciado a finales de 1985 y todos los cambios internos o externos que modifiquen las condiciones -- tanto tecnológicas como de otra índole, deben modificar en -- igual medida el enfoque aquí mostrado, siendo entonces válido este estudio para las condiciones imperantes en el trayecto - de su elaboración.

La comparación del Proceso Osmosis Inversa (OI) será realizada en aspectos tanto técnicos como económicos, delimitando -- claramente bajo qué premisas se ha efectuado tal comparación, la que a su vez será lo más completa posible. Ello implica - que ésto sea con el proceso que para desalar agua de mar sea más crítico en la comparación, pero en general la OI estará - sujeta al análisis con más de un proceso a la vez.

La comparación que aquí se realizará será sólo para procesos disponibles comercialmente. Aquellos procesos actualmente en investigación, con posibilidad comercial pero que no se han - probado a dicha escala, no serán considerados.

CAPITULO I

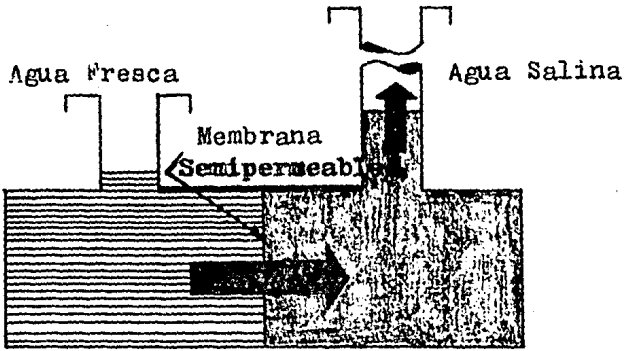
OSMOSIS INVERSA

GENERALIDADES

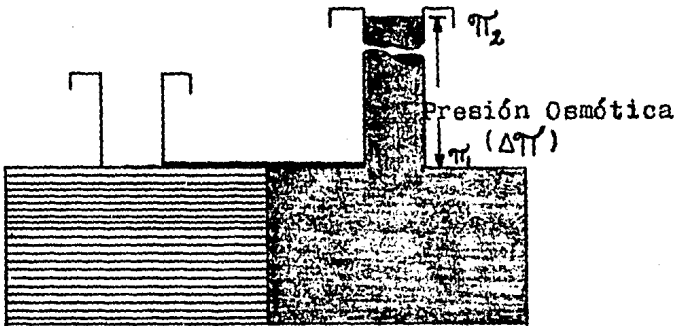
LA OSMOSIS INVERSA (OI).

La ósmosis (Figura 1.1) es el paso espontáneo de un líquido de una solución diluída a una más concentrada a través de una membrana semipermeable ideal que permite el paso del líquido pero no de los sólidos disueltos.

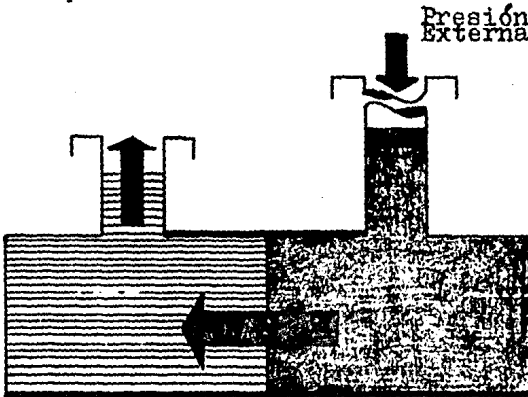
Cuando una membrana semipermeable (una barrera es semipermeable si en condiciones idénticas transporta especies moleculares con velocidades distintas) es colocada entre agua de mar y agua pura, las cuales tienen la misma presión, la difusión del agua fresca en el agua de mar ocurre debido a la tendencia natural para igualar concentraciones. Obviamente, OI es un proceso en el cual el flujo osmótico es revertido. La reversión es efectuada por aplicación de presión, a la solución concentrada; lo suficiente para anular la presión osmótica de la solución menos concentrada (diluída). Cuando la cantidad de agua pasando en cualquier dirección es igual, la presión aplicada puede definirse como la presión osmótica de la solución diluída teniendo esa particular concentración de solutos. El concepto de presión osmótica lo descubrió por primera vez el francés Abbé Nollet en 1748, pero fueron necesarios casi 200 años antes de que alguien investigara seriamente el rever



a) Osmosis Normal



b) Equilibrio Osmótico



c) Osmosis Inversa

Figura 1.1, Proceso normal de reversión de presión hidráulica.

tir el flujo del solvente para alcanzar la separación de un solvente a partir de una solución.

En aplicaciones prácticas, se usan bombas para suministrar la presión que vencerá la presión osmótica. El flujo neto del agua a través de la membrana depende principalmente de la presión neta accionadora, en la práctica, las presiones deben ser mayores para alcanzar filtración razonable, y debe considerarse que la concentración de sólidos (sal en el caso de agua de mar) se incrementa conforme el proceso procede y entonces la presión osmótica se incrementa también. El solvente fluyendo a través de la membrana es dependiente casi solamente de la concentración del soluto en el agua de alimentación.

Desde el desarrollo de la primera membrana que representaba una combinación aceptable de las propiedades de permeabilidad y rechazo de sal, a principios de la década de los años sesenta, la Universidad de California, la Oficina de Agua Salina y algunas empresas privadas de investigación en E.U.A. se han ocupado activamente del desarrollo de diversos equipos para este proceso.

El proceso OI posee varias características inherentes, que son sumamente prometedoras:

- 1) Su concepto básico es sencillo.
- 2) Contrariamente a la destilación y congelación, no requiere transferencia de calor (dado que no necesita cambios de fase), y puede operar a temperatura ambiente.
- 3) La primera membrana se sintetizó a partir de acetato de celulosa por el método de S. Loeb y S. Sourirajan. Los trabajos de investigación en este campo son para lograr membra

nas con mejores características.

- 4) Puede aplicarse en la resolución de problemas tales como - la desalación, separación de gases, tratamiento residual, - etc.
- 5) La operación es esencialmente a temperatura ambiente, lo - cual es muy importante en ciertas aplicaciones donde se -- involucran sustancias sensibles a la temperatura. Esto es particularmente importante en aplicaciones biológicas, far - maceútics, y de procesamiento alimenticio.

1.1.) MICROFILTRACION (MF), ULTRAFILTRACION (UF) Y OSMOSIS IN - VERSA (OI).

Como resultado del interés creciente en la desalación del agua, el problema se atacó desde los 1950s. Por uso de -- filtros de medida extremadamente densa casi se logró la -- completa remoción de sal de soluciones concentradas con -- membranas sintéticas especiales. Este proceso es llamado Hiperfiltración u Osmosis Inversa (en la literatura anti- - gua llamada Ultrafiltración).

Existen tres procesos accionados por presión a través de - membranas (1) y son a saber: Microfiltración, Ultrafiltra - ción y Osmosis Inversa. Existe una confusión considerable en la literatura en cuanto a la distinción que existe en - tre ellas. La figura 1.2 y 1.3 sirve para definir a cada una de ellas en base a la partícula más pequeña o molécula que puede ser retenida por la membrana en cuestión. Las - membranas de OI son capaces de retener especies iónicas ta - les como el NaCl o $MgSO_4$. Estas sales por lo general son libres de permeabilidad a membranas UF y MF. A causa de - la retención de pequeñas especies iónicas asociadas con -- presiones osmóticas, relativamente altas, el proceso OI es

un proceso con presiones altas (desde 400 a 2000 psia) para sobreponerse a la presión osmótica tendiente a prevenir la separación de la sal del agua.

Dado que MF y UF no retienen sales, son procesos a relativamente baja presión (100 psia).

Tanto en la OI y en UF, la fuerza directriz es la diferencia de presión a través de la membrana. Sin embargo, la función de la membrana actúa como un medio permea-selectivo el cual permite en su momento el paso del solvente - - (agua) y rechaza los solutos; en UF la separación preferencial se basa en las diferencias en el tamaño molecular, -- forma y flexibilidad. La presión osmótica, que sólo es -- propiedad de la solución, usualmente no es importante en la ultrafiltración, en tanto juega un papel importante en OI.

1.2) FUNDAMENTOS TEORICOS

1.2a) TEORIA DE PERMEACION

Permeación de Membranas.

Antes de iniciar con esta teoría debe hacerse una distinción entre difusión activada (1), (la cual involucra el movimiento de molécula a molécula desde un vacío transiente con una energía considerable de interacción entre la membrana y el penetrante) y el flujo convectivo (el cual involucra flujo multimolecular a través de poros continuos, interconectados sin una interacción significativa entre membrana y el penetrante). Debe notarse que hay poros y huecos. Hay ciertos huecos (en una escala molecular) en cualquier material, pero en cualquier polímero amorfo, especialmente cerca de su temperatura de transición de vidrio, la posición y el tamaño de sus huecos están cambiando constantemente debido a las vibraciones térmicas de los segmen

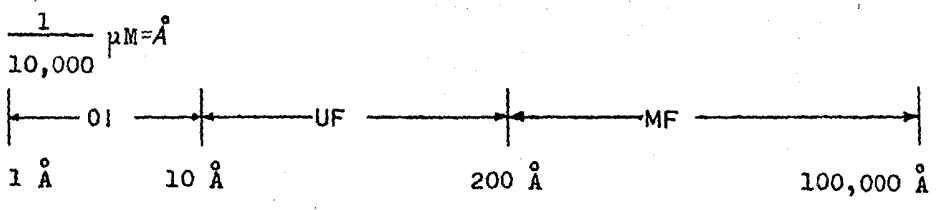


Figura 1.2

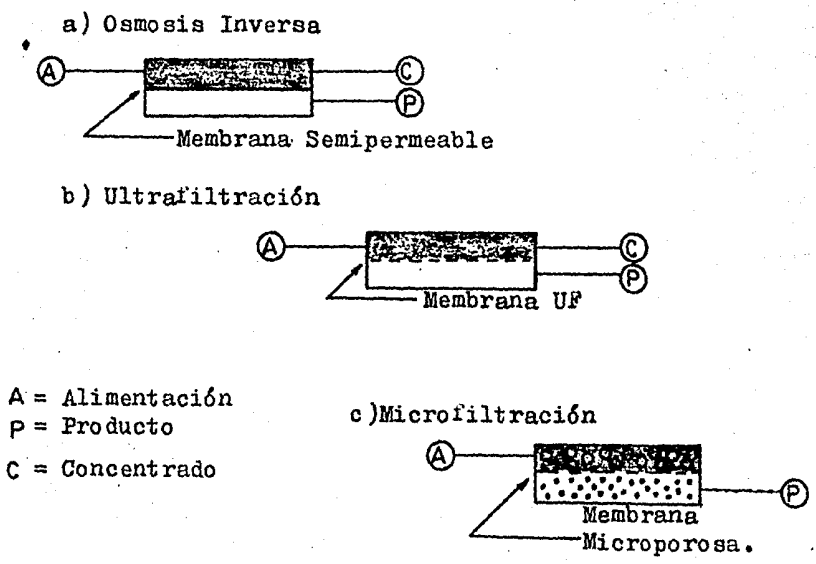


Figura 1.3

tos poliméricos (2). Aclaremos aquí que la temperatura de transición de vidrio es el estado intermedio que sufre la materia al pasar de un estado amorfo a cristalino formando un estado donde existen estructuras cristalinas y otras semejantes al vidrio, formando microcapilares dentro de la estructura de la membrana. La presencia de tales capilaridades es sólo uno de los complicados eventos que producen comportamientos anómalos en polímeros amorfos en una temperatura inferior a la de transición de vidrio. Algunos autores (3) sugieren que tales microvacíos son responsables de una reducción de la solubilidad en la cristalización -- del polímero. Se puede considerar, en general, que las películas poliméricas son regiones cristalinas y amorfas alternas. La región cristalina, que tiene estructuras regulares, por lo común se supone impermeable a los gases y -- los líquidos. Los segmentos poliméricos en la fase amorfa pueden tener un movimiento térmico e impulsarse hacia un lado dejando espacio para las moléculas que se permean (2) En cualquier polímero amorfo, es difícil predecir esa continuidad existente de poros interconectados, en el orden de 10°A ó menos, en los polímero donde las vibraciones térmicas son del mismo orden.

Es asimismo importante distinguir entre la permeación y la difusión. La permeación involucra (4):

- 1) Adsorción o Disolución de moléculas que se permean del lado ascendente (corriente arriba) de la membrana.
- 2) Difusión activada en la dirección de la energía libre -- minimizada (difusión de esas moléculas a través de la -- membrana.
- 3) Desorción del penetrante en el lado descendente (co- -- rriente abajo) de la membrana.

La figura 1.4. muestra los mecanismos de permeación para una membrana asimétrica hecha a base de acetado de celulosa.

Es reconocido universalmente (3) que es la naturaleza tanto física como química de la membrana la que determina la permeación.

Por tanto, la difusión ocurre simultáneamente para uno de los tres eventos durante la permeación de algún agente penetrante.

En esta teoría se supone que aplica la ley de Henry $C=H_p$ - donde C = Concentración del solvente, p = Presión y H es la constante de la Ley de Henry o coeficiente de solubilidad.

Las moléculas que permean pasan a través de la membrana mediante el proceso de difusión que sigue la primera Ley de Fick:

$$N_w = - D \frac{dC_w}{dx} \quad (1.1)$$

N_w = Velocidad de permeación del solvente , [mol / (área - de membrana - tiempo de paso del permeado)]

D = Difusividad o coeficiente de difusión, [área/tiempo]

X = Distancia de permeación en la película polimérica, - [Longitud]

Si D es constante durante el proceso, la integración de la primera Ley de Fick da

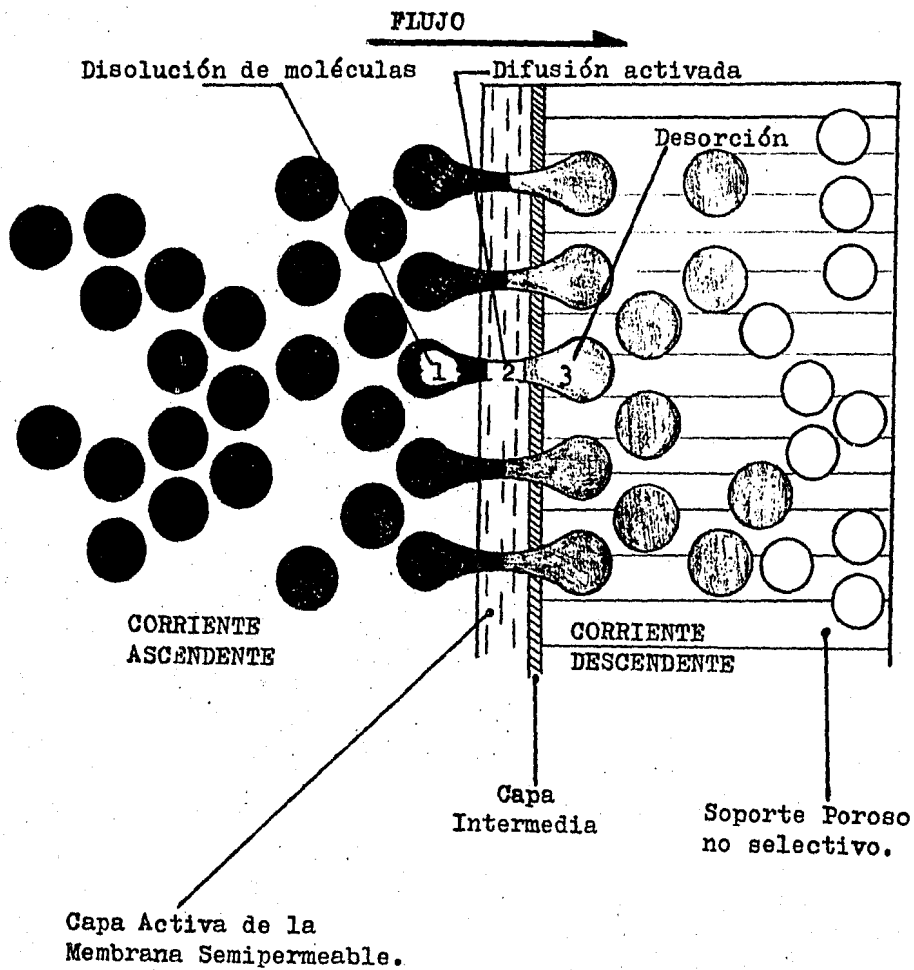


Figura 1.4 Mecanismos de Permeación

$$N_w = \frac{D}{L} (C_{w_1} - C_{w_2}) \quad (1.2)$$

L = Longitud de un poro de membrana (tomado como el espesor de la membrana).

C_w = Concentración del solvente, los subíndices 1 y 2 se refieren al lado ascendente y descendente de la membrana con respecto al proceso [Mol / Volumen]

La ecuación anterior describe la permeación del líquido cuando D es constante.

Para permeación en estado no estacionario, la cantidad de permeado (solvente) retenido por unidad de volumen de película es igual a la razón de cambio de concentración con respecto al tiempo.

$$-\frac{dN_w}{dX} = \frac{dC_w}{dt} \quad (1.3)$$

La combinación de (1.1) y (1.3) conduce a la 2a. Ley de Fick

$$\frac{dC_w}{dt} = \frac{d}{dX} \left(D \frac{dC_w}{dX} \right) \quad (1.4)$$

Se puede utilizar una solución para el caso de un sólido finito con difusividad constante, para evaluar la cantidad total de permeado, Q, (en moles por área de membrana); que pasan por la película desde t = 0 hasta t = t.

$$Q = \frac{DCw_1}{L} t - \frac{Cw_1}{6} L \quad (1.5)$$

Como puede observarse existe una relación lineal de "Q" con "t", en una gráfica de "Q" en función de "t", en donde $Q = 0$ se produce la intersección de $t = \tau$, y

$$D = \frac{L^2}{6\tau} \quad (1.6)$$

τ Se conoce como "retraso de tiempo" y proporciona un método experimental para determinar D, el tipo de esta gráfica se muestra en la figura 1.5.

1.2b) MODELO DE SOLUBILIDAD Y DIFUSION.

Semejante a muchos otros procesos de transporte, OI puede describirse por la expresión matemática;

$$\text{Flux} = \frac{\text{Fuerza Accionadora}}{\text{Resistencia}}$$

Para una membrana homogénea del tipo de difusión, la velocidad de filtración del solvente en estado estacionario es

$$N_w = \left(\frac{P_w}{L} \right) (\Delta P - \Delta \pi) \quad (1.7)$$

N_w = Velocidad de filtración del disolvente en estado estacionario a través de la membrana, [mol/área-tiempo].

P_w = Permeabilidad específica, [mol/área-tiempo-espesor de membrana].

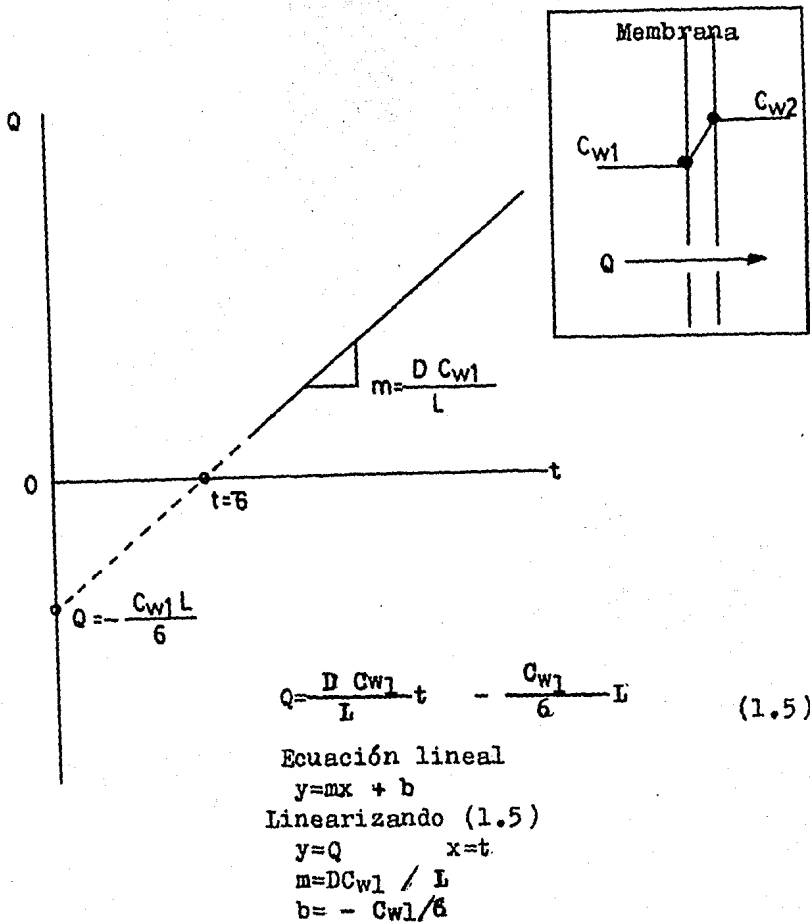


Figura 1.5. Método gráfico para conocer mediante datos experimentales el término "Retraso de Tiempo", en el recuadro perfil de concentración del permeado a régimen permanente.

$$P_w = \frac{\bar{C}_w \bar{D}_w V_w}{RT} \quad (1.8)$$

\bar{C}_w = Concentración media del disolvente en la membrana - -
(mol/volumen)

\bar{D}_w = Difusividad media del disolvente en la membrana, - - -
(L² / t)

V_w = Volumen molar del disolvente (Volumen / mol)

ΔP = Diferencial de presión de trabajo o accionadora.

$\Delta \pi$ = Diferencial de presión osmótica

L = Longitud de un poro de membrana (tomado como el espesor de membrana).

R = Constante de los gases

T = Temperatura absoluta del sistema

es decir:

$$\text{Flux} = \left(\frac{\text{Permeabilidad}}{L} \right) \left(\text{Fuerza Accionadora} \right)$$

La fuerza accionadora es en este caso el gradiente de diferencias de presión, en otros casos puede ser la concentración o potencial eléctrico.

El término de permeabilidad es entonces el recíproco de la resistencia que se opone al paso del flujo, y consiste de dos factores (5)

$$\text{Permeabilidad} = (\text{Difusividad}) (\text{Solubilidad})$$

$$P_w = DS$$

$$S = \text{Solubilidad, [mol/volumen]}$$

Aquí es necesario detenerse un poco para analizar brevemente el proceso osmótico. El análisis supone que la membrana es impermeable al soluto, al menos en comparación a la permeación del solvente. Hasta alcanzar una condición de equilibrio (refiérase a la figura 1.1) el solvente puro -- fluirá a través de la membrana y diluirá la solución hasta que la diferencia en presión hidráulica en los dos lados -- es igual a una cantidad conocida como la presión osmótica de la solución diluida. La razón de ésto se explica con -- respecto a la cantidad termodinámica conocida como potencial químico. Uno de los criterios de equilibrio es que -- el potencial químico de un componente dado sea el mismo -- en cada fase (debido a que dicho componente es libre de -- distribuirse así mismo entre fases). En este caso, las -- "dos fases" son los cuerpos del fluido en cualquier lado -- de la membrana; el solvente alcanza el equilibrio, mientras que la membrana evita que el soluto lo haga también.

El potencial químico es una función de la temperatura y la presión, y en una solución es asimismo una función de la -- fracción mol y las características moleculares de los componentes que forman la solución. Incrementando la presión total de la solución se incrementará el potencial químico del solvente (debe recordarse que el flujo de materia de -- una región a otra está determinado por este potencial y -- que cualquier tipo de materia fluye en la dirección en la cual su potencial químico disminuye, en forma análoga como el calor "fluye" en la dirección de la disminución de la -- temperatura). Entonces, la permeación del solvente puro --

a través de la membrana mueve el sistema hacia el equilibrio de acuerdo a ambos efectos, por la dilución del soluto (incrementando la fracción mol del solvente en la solución) y aplicando una presión diferencial (incrementando la presión de la solución relativa a la del solvente puro).

La ecuación fundamental de la termodinámica, en la condición de equilibrio químico,

$$-dE - pdV + TdS = 0 \quad (1.10a)$$

es una combinación de la primera y segunda ley (ley de la conservación de la energía y su transformación, respectivamente), para un sistema que sólo efectúa trabajo de expansión y no otro tipo de trabajo. Por lo tanto la energía interna bajo condición de equilibrio químico se expresa -- como;

$$dE = -pdV + TdS \quad (1.10b)$$

la energía libre de Gibbs se expresa en forma diferencial como

$$dG = dE + pdV + Vdp - TdS - SdT \quad (1.10c)$$

sustituyendo la ecuación (1.10b) en(1.10c) se obtiene:

$$dG = -SdT + Vdp \quad (1.10d)$$

Si el sistema se encuentra en equilibrio, el potencial químico de cada constituyente debe ser el mismo en cualquier parte del sistema. Si hay varias fases presentes, el potencial químico de cada sustancia debe tener el mismo valor en cada fase en la cual se presenta la sustancia, como se mencionó previamente.

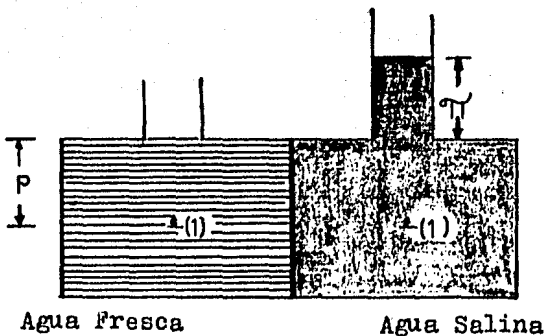
Para un sistema de un componente $\mu = G/n$, dividiendo por "n" la ecuación (1.10d), se tiene;

$$d\mu = - \bar{S}dT + \bar{V}dp \quad (1.11)$$

manteniendo el proceso a temperatura constante:

$$d\mu = \bar{V}dp \quad (1.12)$$

Incrementando la fracción mol del solvente o incrementando la presión total de la solución se incrementará el potencial químico del solvente, la condición de equilibrio implica que bajo estas mismas condiciones de operación el agua debe tener el mismo potencial químico que su vapor, - en cada lado de la membrana; recordando parte de la figura 1.1 y modificándola tenemos:



Si consideramos una situación para el solvente a una profundidad (1) en la figura anterior, a esta profundidad, el solvente está bajo la presión P y la solución a " $P + \pi$ ". - Si $\mu(T, P + \pi, X)$ es potencial químico del solvente en la solución bajo la presión " $P + \pi$ " y $\mu^\circ(T, P)$ es el solvente puro bajo presión " P ", entonces la condición de equilibrio es

$$\mu(T, P + \pi, X) = \mu(T, P) \quad (1.13)$$

y puesto que en solución

$$\mu_{liq} = \mu^\circ_{vap} + \int du \quad (1.14)$$

Para un gas a temperatura constante, empleando la ecuación (1.12) y (1.14)

$$\mu_{liq} = \mu^\circ_{vap} + \int v dp \quad (1.15)$$

la dependencia del volumen con la presión se puede aproximar mediante la ley de los gases ideales

$$v = \frac{RT}{P} \quad (1.16)$$

Por tanto, sustituyendo (1.16) en (1.15)

$$\mu_{liq} = \mu^\circ_{vap} + RT \int \frac{dP}{P} \quad (1.17)$$

debido a que se consideró la simplicidad de un gas ideal, se ve la conveniencia de reemplazar " P " por una nueva función, la cual por definición hace válida universalmente esta ecuación, pudiéndose aplicar a sistemas reales. Se puede escribir;

$$\mu_{liq} = \mu^{\circ}_{vap} + RT \ln(f_i)$$

donde "f_i" es la fugacidad del componente puro "i", y tiene unidades de presión; para un componente en solución, y para considerar las interacciones con los otros compuestos, se reemplaza "f_i" por "f̂_i"; que es la fugacidad parcial, - en este caso para el vapor del solvente, en el equilibrio la fugacidad del vapor es igual a la del líquido; siendo - f̂_i = X_iP, para un compuesto en solución líquida f̂_i = X_iγ_if^o_i donde γ_i = γ_i(X, T) es el llamado coeficiente de actividad del líquido, f^o_i es la fugacidad en un estado estándar (o de referencia), se tiene así que

$$\mu_{liq} = \mu^{\circ}_{vap} + RT \ln X_i \gamma_i f_i^{\circ}$$

y por lo tanto

$$\mu_{liq}(T, P + \pi, X) = \mu^{\circ}(T, P + \pi) + RT \ln X_i \gamma_i f_i^{\circ} \quad (1.18)$$

sustituyendo (1.18) en (1.13)

$$\mu(T, P + \pi, X) = \mu^{\circ}(T, P) \quad (1.13)$$

$$\mu^{\circ}(T, P + \pi) + RT \ln X_i \gamma_i f_i^{\circ} = \mu^{\circ}(T, P) \quad (1.19)$$

$$\mu^{\circ}(T, P + \pi) - \mu^{\circ}(T, P) = -RT \ln X_i \gamma_i f_i^{\circ} \quad (1.19a)$$

con la ecuación (1.15) y (1.19a)

$$\mu_{liq} = \mu^{\circ}_{vap} + \int \bar{V} dp \quad (1.15)$$

$$\mu^{\circ}(T, P + \pi) - \mu^{\circ}(T, P) = \int_P^{P+\pi} \frac{-}{V^{\circ}} dP = -RT \ln X_i \gamma_i f_i^{\circ} \quad (1.20)$$

donde \bar{V} es el volumen molar del solvente (\bar{V}) puro ($^{\circ}$), si el solvente es incompresible (líquido en este caso), -- entonces \bar{V}° es independiente de la presión. Integrando

$$\bar{V}^{\circ} \int_P^{P+\pi} dP = -RT \ln(X_i \& f_i^{\circ})$$

$$\bar{V}^{\circ} \left[P \right]_P^{P+\pi} = -RT \ln(X_i \& f_i^{\circ})$$

por lo tanto:

$$\pi = \frac{-RT}{\bar{V}^{\circ}} [\ln(X_i \& f_i^{\circ})] \quad (1.21)$$

Para los cambios ocurridos en cada lado de la membrana, a $T = \text{cte}$ (suposición válida para toda la deducción) y -- $\bar{V}^{\circ} = \bar{V}_w$ donde \bar{V}_w es el volumen molar parcial del solvente

$$\pi_2 - \pi_1 = -\frac{RT}{\bar{V}_w} [\ln X_2 \& f_2^{\circ} - \ln X_1 \& f_1^{\circ}]$$

para el mismo estado de referencia de las fugacidades en estado estándar

$$\Delta\pi = \frac{RT}{\bar{V}_w} \left[\ln \left(\frac{X_1 \& f_1^{\circ}}{X_2 \& f_2^{\circ}} \right) \right] \quad (1.22)$$

$\Delta\pi$ = Presión osmótica diferencia a través de la membrana

T = Temperatura absoluta

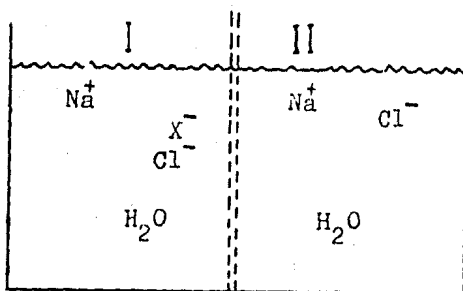
\bar{V}_w = Volumen molar parcial del solvente ($18 \text{ cm}^3/\text{gmol}$, en el caso de agua).

γ = Coeficiente de actividad del disolvente. Los subíndices 1 y 2 se refieren al lado corriente arriba y abajo de la membrana respectivamente, adimensional.

X = Fracción mol del solvente

R = Constante de los gases

Efecto Donnan. Cuando la membrana es selectiva a los iones y la solución contiene varios iones libres diferentes, se presenta una distribución desigual de iones a través de la membrana (6). Consecuentemente se crean diferencias de potencial osmótico y eléctrico, llamado "Potencial Donnan" o "Potencial de Membrana". Este potencial de membrana y sus resultados se relacionan con la teoría de solución ideal. Usualmente hay dos casos en los que ocurre el efecto Donnan. Uno es cuando las membranas intercambian iones localizados en una solución de electrolitos fuertes. El otro es un sistema de solución coloidal. Normalmente, los electrolitos coloidales son muy permeables a través de la membrana, entonces la membrana actúa como una membrana selectiva de iones permitiendo sólo el paso de pequeños iones ordinarios. A continuación se explica como se alcanza el equilibrio Donnan. Una solución acuosa de NaCl está separada por una membrana en dos compartimientos como se muestra a continuación. La membrana es permeable a ambos iones.



Na⁺ y Cl⁻. La adición de otra sal de sodio NaX, la cual - también se disocia completamente en Na⁺ y X⁻, sólo en uno de los lados de la membrana. Entonces, los iones comunes de Na⁺ y Cl⁻, se permearán al través de la membrana al - - otro lado hasta alcanzar un equilibrio, sin embargo el ion no común X⁻, será impermeable, permanecerá en el compartimiento original. La condición del equilibrio termodinámico requiere que la actividad de cualquier componente difundible debe ser igual en ambos lados de la membrana:

$$a_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{I}} = a_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{II}}$$

$$a_{\text{NaCl}}^{\text{I}} = a_{\text{NaCl}}^{\text{II}} = a_{\text{Na}^+}^{\text{I}} + a_{\text{Cl}^-}^{\text{I}} = a_{\text{Na}^+}^{\text{II}} + a_{\text{Cl}^-}^{\text{II}}$$

suponiendo el comportamiento de una solución ideal, se pueden reemplazar las actividades con concentraciones

$$c_{\text{Na}^+}^{\text{I}} + c_{\text{Cl}^-}^{\text{I}} = c_{\text{Na}^+}^{\text{II}} + c_{\text{Cl}^-}^{\text{II}}$$

La electroneutralidad también se requiere tal que

$$c_{\text{Na}^+}^{\text{I}} = c_{\text{Cl}^-}^{\text{I}} + c_{\text{X}^-}^{\text{I}}$$

$$C_{Na^+}^{II} = C_{Cl^-}^{II}$$

La combinación de las ecuaciones anteriores, arrojan como resultado la relación Donnan:

$$\left[\frac{C_{NaCl}^{II}}{C_{NaCl}^I} \right]^2 = 1 + \left[\frac{C_{NaX}^I}{C_{NaCl}^I} \right]$$

De esta ecuación, es obvio que una distribución desigual de la sal difusible es alcanzada en el estado de equilibrio. La relación de la concentración de NaCl en los dos compartimientos es siempre mayor que uno debido a que las concentraciones de las sales en el compartimiento "I" no pueden ser negativas.

La Transferencia de Soluta a través de la membrana se debe a una combinación de acoplamiento de disolvente y difusión molecular (2), se dice que existe un acoplamiento o flujo secundario cuando el solvente se transfiere perturbando la transferencia del soluto. Este flux se puede expresar mediante (4) la siguiente ecuación,

$$N_s = -D_s \frac{dC_s}{dx} + K_s \frac{C_s}{C_w} N_w \quad (1.23)$$

N_s = Flux de soluto a través de la membrana, (mol/área - tiempo)

D_s = Coeficiente local de difusión del soluto, (L^2 / tiempo).

C_s = Concentración local del soluto de la membrana, (mol / volumen).

N_w = Flux del solvente a través de la membrana

K_s = Coeficiente de acoplamiento ($0 \leq K_s \leq 1$), adimensional.

El flujo de agua y sal a través de una membrana de OI puede representarse por un modelo matemático simple que ha sido propuesto por Merten (7).

$$F_1 = A (\Delta P - \Delta \pi)$$

$$F_2 = B (\Delta C_2)$$

donde "F1" y "F2" son los fluxes de agua y sal a través de la membrana, respectivamente; "A" es el coeficiente de permeabilidad para el agua; ΔP es la diferencia de presión a través de la membrana; $\Delta \pi$ es la diferencia de presión osmótica a través de la membrana; "B" es el coeficiente de permeabilidad para sal; y ΔC_2 es la diferencia de concentración de sal a través de la membrana. Los coeficientes de permeabilidad (A y B) han mostrado depender del contenido de acetyl de la membrana (8).

1.3) EFECTOS DE CAMBIO DE CONCENTRACION, PRESION Y TEMPERATURA.

1.3a) EFECTOS DE LA CONCENTRACION Y LA PRESION

En la permeación de líquidos, la difusividad suele depender mucho de la concentración de disolventes en la película plástica. Se han propuesto muchas expresiones para relacionar D con solubilidad del disolvente en la película y con una difusividad D_0 obtenida a una concentración cero de disolventes. Una ecuación ampliamente aceptada es (2);

$$D = D_0 e^{-aC_w} \quad (1.24)$$

esta ecuación se aplica en los casos donde existe una estrecha interacción entre el polímero y el disolvente, la energía de activación variará con la temperatura, y el coeficiente de difusión variará con la función exponencial de la concentración del penetrante. "Do" y "a" son constantes a una temperatura dada, la constante "a" describe esencialmente la acción de plastificación del disolvente en la película, es independiente asimismo de la concentración, - difusión o solubilidad, sus unidades están dadas en [volumen/masa].

Al sustituir la ecuación (1.24) en (1.1) se obtiene la velocidad de permeación en estado estacionario para un componente simple.

$$N_w = - D \frac{dC_w}{dx} \quad (1.1)$$

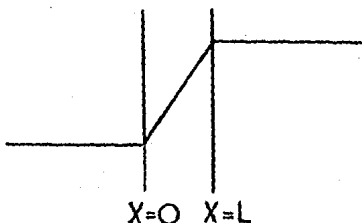
$$N_w = - D_0 e^{aC_w} \frac{dC_w}{dx} \quad (a)$$

$$N_w dx = - D_0 \left[e^{aC_w} \right] dC_w \quad (b)$$

condiciones y simplificaciones:

$D_0, a, N_w = \text{Constantes}$

Del perfil de concentraciones



$$\begin{aligned} \text{en } X = 0, \quad C_w &= C_{w1} \\ X = L, \quad C_w &= C_{w2} \end{aligned}$$

Por tanto

$$N_w \int_{X=0}^{X=L} dX = -D_o \int_{C_{w1}}^{C_{w2}} e^{aC_w} dC_w \quad (c)$$

integrando

$$N_w \left[X_2 - X_1 \right]_0^L = -D_o \left[\frac{e^{aC_w}}{a} \right]_{C_{w1}}^{C_{w2}} \quad (d)$$

$$N_w L = -D_o \left[\frac{e^{aC_{w2}}}{a} - \frac{e^{aC_{w1}}}{a} \right] \quad (e)$$

Agrupando y arreglando términos se llega a:

$$N_w = \frac{D_o}{La} \left[e^{aC_{w1}} - e^{aC_{w2}} \right] \quad (1.25)$$

Este mismo efecto de concentración y presión puede considerarse para aquellos disolventes que interactúan estrechamente con el polímero y tienden a hincharlo. La hinchazón es función de la cantidad del penetrante en contacto con el polímero. Esto da como resultado una función exponencial de la concentración del penetrante, para el caso de la solubilidad.

$$S = S_o e^{bC_w} \quad (1.26)$$

la ecuación (1.26) es análoga de (1.24), "b" se define como "a" en (1.24), "So" es la solubilidad en un estado de referencia, Masa/Volumen. Esta ecuación también muestra la dependencia de la solubilidad con la concentración. Si el polímero y disolvente interaccionan fuertemente se produce esta dependencia y no se sigue la Ley de Henry.

1.3b) EFECTO DE LA TEMPERATURA.

La dependencia que tienen las constantes de permeación, la difusividad y el coeficiente de solubilidad con la temperatura, por lo común se dan mediante relaciones de Arrhenius, que utilizan energías de activación para filtración, la solución y la difusión respectivamente. Así por ejemplo para el caso de gases y vapores la solubilidad se correlaciona con la temperatura con una relación de Arrhenius, que se presenta a continuación, y excepto por debajo de la temperatura de transición de vidrio, el calor de activación no es función de la temperatura, se tiene que

$$S = S_0 \quad \ominus \quad \left(\frac{-E}{RT} \right) \quad (1.27)$$

$$E = \Delta H_v + \Delta H_{\text{Mezcla}}$$

ΔH_v = Calor de vaporización [Kcal/mol]

S_0 = Solubilidad en un estado de referencia
[masa - volumen]

R = Constante de los gases

T = Temperatura absoluta

E = Calor de Activación

Otra relación del tipo de Arrhenius para mostrar la dependencia de la solubilidad es

$$S = S_0 e^{(-\Delta H_s / RT)} \quad (1.28)$$

donde la disolución se considera como un evento de dos pasos (2), el primero es la condensación del vapor y el segundo la mezcla del vapor con el polímero.

$$\Delta H_s = \Delta H_c + \Delta \bar{H}_{\text{Mezcla}}$$

$$\Delta H_s = \text{Calor de solución, Kcal/mol}$$

$$\Delta H_c = \text{Calor de condensación}$$

$$\Delta \bar{H}_{\text{Mezcla}} = \text{Calor parcial del mezclado}$$

Las gráficas típicas de Arrhenius están en función de $1/T$, como lo son las de permeación (P) en función de $1/T$. Aquí se presentan las relaciones típicas para solubilidad, obteniendo de la linearización de las ecuaciones (1.27) y (1.28) las siguientes expresiones:

$$S = S_0 e^{(-E/RT)} \quad (1.27)$$

$$\ln S = \ln \left(S_0 e^{(-E/RT)} \right)$$

$$\ln S = \ln S_0 + \left(\frac{-E}{RT} \right)$$

$$\ln S = - \frac{E}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} \right) + \ln S_0$$

Por tanto graficando $(1/T)$ en el eje de las abscisas, y en el eje de las ordenadas logarítmicas S , existe un punto de intersección en $S = S_0$, teniendo una pendiente negativa -- $(- E/R)$. La ecuación (1.28) trabaja en forma análoga. En el caso de líquidos que se permean a través de una barrera polimérica la dependencia con la temperatura no ha sido -- bien correlacionada, no obstante es interesante observar -- qué ocurre con la solubilidad (dado que éste es uno de los parámetros de mayor importancia) cuando la temperatura se mantiene constante.

Se han observado cuatro tipos principales de isotermas de solubilidad para sistemas polímero-penetrante. Estas son mostradas en la figura 1.6a y denotadas como los tipos I, II, III y IV. La relación lineal encontrada para el tipo I de isotermas ejemplificada por la Ley de Henry es común cuando no ocurren interacciones entre polímero y penetrante como en el caso de un gas permeado permanentemente la goma natural. El tipo II involucra la presencia de interacciones polímero-penetrante pero no lo suficientemente fuertes para producir más de una capa en cualquier sitio de adsorción. La adsorción de sulfuro de hidrógeno en etil celulosa es el ejemplo típico, los tipos III y IV involucran una adsorción multicapa, pero el tipo IV involucra sólo fuerzas de Vander Walls (por ejemplo en el sistema metil bromuro en polietileno) en tanto el tipo III involucra estrechas fuerzas de polímero-penetrante como en el caso de adsorción de agua en polímeros hidrofílicos (todos los sistemas desaladores de agua).

Quizá la ecuación más satisfactoria para la energía de un penetrante en un polímero es el llamado modelo (3) Flory-Huggins-Guggenheim en el cual se escribe como

$$\ln a_1 = \ln V_1 + \left(1 - \frac{1}{r_a}\right) V_2 + \mu_1 V_2^2 + \theta \left(V_3^{1/3} - \left(2V_a / f_a\right)\right)$$

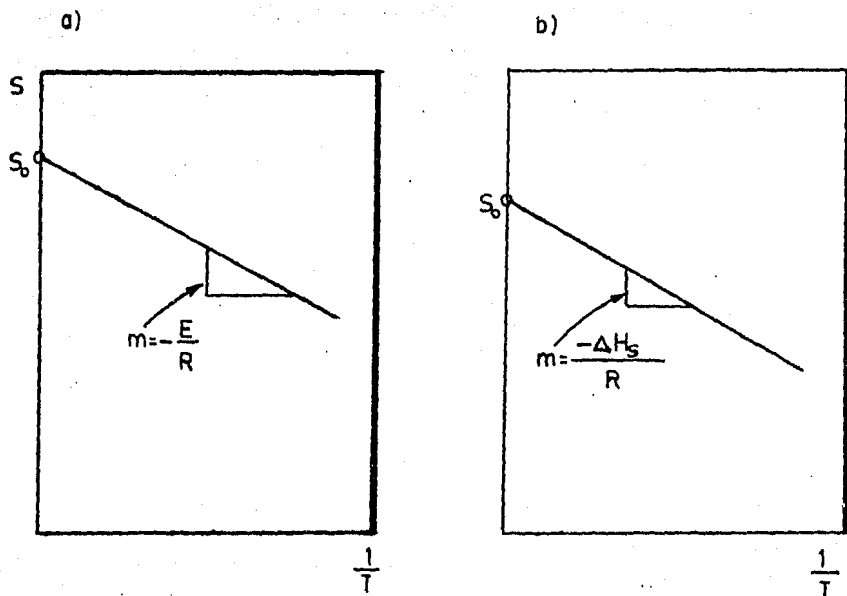


Figura 1.6 Gráficas del tipo de Arrhenius, para la solubilidad, dadas por la ecuación 1.27 y 1.28 para la gráfica (a) y (b) respectivamente. Estas gráficas son semilogarítmicas, las ordenadas toman la parte logarítmica de la gráfica.

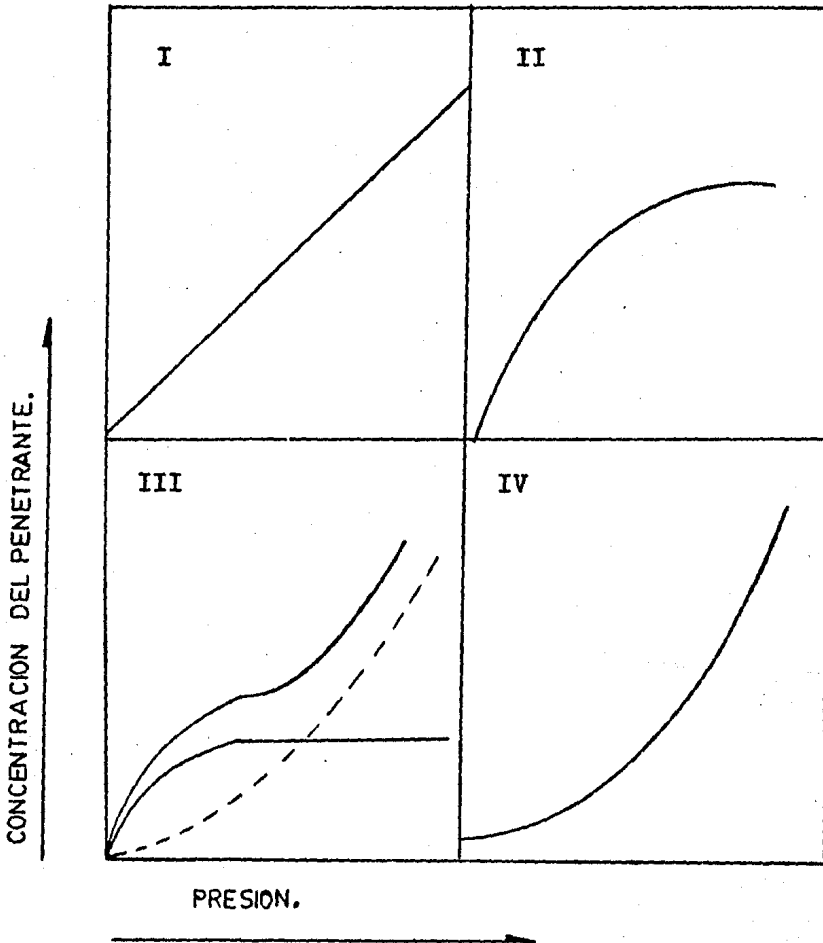


Figura 1.6a
Cuatro tipos principales de Isothermas de
Solubilidad (Referencia 2).

cuando hay pequeños cristales presentes actuando como lazos cruzados se tiene:

$$f_a = 2 \epsilon' p'$$

y de moderados a altos grados de cristalinidad

$$p' = 1, \epsilon' \geq V_2, \quad \frac{1}{r_a} \cong 0, \quad Ma > Mc$$

y

$$\ln a_1 = -\ln V_1 + V_2 + \mu_1 V_2 + \frac{V_2 \bar{V}_1 \rho_a}{Mc} \quad 1/3$$

cuando

$\mu_1 = -0.5$ estrecha interacción entre el solvente y el polímero.

$\mu_1 = 0.0$ Buen solvente

$\mu_1 = 0.5$ Solvente límite

$\mu_1 = 1.0$ No solvente

Una forma conveniente de presentar dato de solubilidad es con la constante de solubilidad (K_s). En los casos del tipo II, III y IV ocurren interacciones significantes entre el polímero y el penetrante, tales casos están relacionados por la ecuación Flory-Huggins-Guggenheim, esta ecuación sugiere que la solubilidad es una función exponencial de la concentración. En esta ecuación las variables involucradas son:

a = Actividad

f_a = Número de secciones transversales por unidad de polímero.

M_a = Peso molecular del polímero amorfo.

M_c = Peso molecular del segmento elásticamente efectivo.

V = Fracción volumétrica ocupada por el penetrante

V_a = Volumen libre por unidad de longitud de enlace.

r_a = Grado volumétrico de polimerización del polímero amorfo.

θ = $V [1 - (2M_c / M)] / \bar{V}_2 M_c$, factor de agrupamiento.

\bar{V} = Volumen molal parcial del penetrante puro

μ_1 = Parámetro de interacción de Flory-Huggins

ϵ' = Número de cadenas poliméricas.

P' = Probabilidad de secciones transversales cristalinas

1,2= Los subíndices 1 y 2 se refieren a una posición dada de la molécula en proceso de solubilización en la membrana.

1.4) MECANISMOS DE TAMIZ.

En los procesos de separación, por medio de membranas, accionados con presión como en Ultrafiltración, las moléculas del soluto de tamaño mayor al poro de la membrana son excluidas básicamente por una acción de criba en la superficie de la membrana. En OI la disolución (o adsorción) -

preferencial puede ocurrir simultáneamente con la acción - de criba o mecanismo de Tamíz.

Para una membrana microporosa, isotrópica y aleatoria, el flux de disolvente en estado estacionario es (4)

$$N_w = \frac{K_w \Delta P}{\eta_w L} \quad (1.29)$$

N_w = Flux de disolvente en estado estacionario,
[mol /área tiempo]

η_w = Viscosidad del disolvente, [masa/longitud.tiempo]

L = Longitud de poros en la membrana

ΔP = Diferencial de presión de trabajo

K_w = Permeabilidad hidráulica, [área/tiempo.presión]

El soluto se transfiere puramente por convección con el di solvente, a través de los poros de la membrana que son suficientemente grandes como para admitir las moléculas del soluto. Esto se puede representar por medio de

$$N_s = K_w (1 - \theta) \frac{P}{L} C_{S1} \quad (1.30)$$

N_s = Flux del soluto en estado estacionario,
[mol/área tiempo]

C_s = Concentración del soluto corriente arriba
[mol/volumen]

θ = Fracción de flujo del disolvente puro que pasa por --

los poros menores que el soluto.

Para cualquier tipo de filtración a presión, el flux será proporcional a la caída de presión a través de la membrana dividida por la resistencia al flujo. El término de resistencia consiste de dos partes: La resistencia de la capa de partículas acumuladas, la cual se acumula corriente - - arriba en la superficie de la membrana, R_c y la resistencia contribución de la misma membrana, R_m :

$$N_s = (\Delta P) / (R_c + R_m) \quad (1.31)$$

La resistencia de la membrana, R_m , es determinada fácilmente por la resistencia del flujo observado con agua ultrapura y será una constante para una membrana dada operando -- con un fluido especificado a una temperatura dada.

La resistencia de la capa de partículas acumuladas, R_c , es más complicada de determinar; pero ésta es la controlante o resistencia limitante para la mayoría de las aplicaciones de MF, UF y OI. Esto se refiere como "Polarización de la concentración".

En el caso de filtración convencional, R_c se incrementa -- conforme la filtración procede debido al continuo incremento de espesor de dicha capa y su compactación bajo presión (este mismo fenómeno ocurre cuando se presente la polarización de la concentración en OI). En este caso el flux decrece continuamente cuando la presión se mantiene constante, este caso es el que se observa en planta. En investigación en laboratorio puede mantenerse una razón de filtración constante y la presión caerá en forma continua. En ambos casos de operación ésta es llevada hasta que el flux o la presión, respectivamente, se encuentren en un nivel - inaceptable.

1.5) PROPIEDADES DE MEMBRANA

1.5a) PROPIEDADES DE RECOBRO Y PASO DE SAL DE UN SISTEMA DE MEMBRANA.

Son dos los parámetros que describen la operación de un -- proceso de OI, "recobro" y "paso de sal". El recobro es -- simplemente el por ciento de flujo alimentado el cual es -- convertido a producto (permeado) o

$$\text{Por ciento de Recobro} = \frac{Q_P}{Q_F} \times 100 \quad (1.32)$$

Debido a que la membrana no es perfecta, algo de sal pasa a través de ella y sale con el producto. El porcentaje de sal de la alimentación que aparece en el producto es llama do "paso de sal"

$$\text{Por ciento de Paso de sal} = \frac{C_P}{C_F} \times 100 \quad (1.33)$$

C = Concentración del soluto

Q = Flujo

Los subíndices "F" y "P" se refieren a la alimentación y - al producto, respectivamente.

1.5b) PROPIEDADES DE RETENCION DE LA MEMBRANA.

La medida de la capacidad de la membrana de retener un so- luto específico puede expresarse como el "coeficiente de - rechazo" de la membrana, el cual puede expresarse como:

$$\text{Coeficiente de Rechazo} = \frac{C_F - C_P}{C_F} \quad (1.34)$$

C_P = Concentración de soluto en el permeado (producto)

C_F = Concentración del soluto en la solución alimentada

este coeficiente se puede expresar en forma porcentual

$$\% \text{ de Rechazo} = \frac{C_F - C_P}{C_F} \times 100 \quad (1.35)$$

o bien

$$\% \text{ de Rechazo} = 100 - 100 \frac{C_P}{C_F}$$

donde el término " $100C_P / C_F$ " es el "porcentaje de paso de sal"

$$\% \text{ de Rechazo} = 100 - \% \text{ de paso de sal} \quad (1.36)$$

Las propiedades de retención de una membrana permanecen -- sin cambiar a través de su vida si la membrana ha sido limpiada y si se le ha dado mantenimiento apropiado. Los cambios en la retención son indicativos de taponamiento, daño o desgaste de la membrana.

1.6) POLARIZACION DE LA CONCENTRACION

El término polarización de la concentración se refiere a -- la acumulación del soluto en la superficie de la membrana. El solvente moviéndose naturalmente hacia la membrana aca-

reaa naturalmente el soluto disuelto en él, pero la mayoría del soluto es excluido de la superficie de la membrana cuando el solvente pasa a través de ella. El desarrollo de membranas que permiten un flux apreciable de agua desalinizada disminuye unos problemas pero enfatiza otros, - principalmente los problemas de la polarización de la concentración. A causa de este fenómeno los flujos reales - pueden ser inferiores a lo previsto, en la desalinización ésto significa que cuando el agua se transfiere a través - de una membrana, la sal que queda atrás se concentra en -- una solución cerca de la superficie de la membrana.

Por tanto, la eficiencia de separación de la membrana disminuye gradualmente conforme se incrementa el espesor de la capa en forma paulatina. Además del aumento de concentración de la sal en la capa interna de la membrana, hay un incremento de presión osmótica efectiva de la solución en dicha cara interna que, a su vez, reduce la presión para impulsar el agua a través de la membrana, reduciendo de este modo la productividad. La polarización de la concentración también puede destruir superficies sensibles de la membrana.

La acumulación de la capa de sal cerca de la superficie de la membrana puede alcanzar un espesor constante, como resultado de un equilibrio de dos factores, 1) el transporte por convección, de sal hacia la membrana mediante el movimiento masivo del agua y la retrodifusión de sal lejos de la superficie de la membrana; 2) debido al gradiente que se establece cerca de la fase límite. Esto está dado por (4, 8, 3) la ecuación:

$$F \frac{C_w}{C_{w1}} + (D_s + \epsilon) \frac{dC_B}{dy} = 0 \quad (1.37)$$

donde

F = Flux del disolvente, [mol /área tiempo], se puede considerar el flux del agua igual al flux total dado que la concentración de la sal en el flux total es baja.

C_B = Concentración del soluto en el lado salino de la membrana.

C_w = Concentración de la sal en la interfase entre la membrana y la salmuera, [mol/vol].

C_{w1} = Concentración del disolvente en la solución

ϵ = Coeficiente de difusión parásita

y = Distancia normal a la frontera de la fase

D_s = Coeficiente local de difusión del soluto

Este fenómeno se engloba en un balance de masa del flujo de sal llevada a la interfase por el flujo de salmuera, por el flujo retrodifusional de sal, y por el flujo de sal a través de la interfase debido al hecho de que la membrana es imperfecta. Puede representarse mediante un modelo matemático el cual propone una solución a la ecuación (1.37) para el flujo turbulento, que es el coeficiente de la polarización de la concentración y que es dada por Brian (9)

$$\frac{C_w}{C_B} = \frac{\exp \left(\frac{FN^{0.67}}{sc} / u_B j_D \right)}{R + (1-R) \exp \left(\frac{FN^{0.67}}{sc} / u_B j_D \right)} \quad (1.38)$$

y

$$R = 1 - \frac{C_D}{C_w} \quad (1.39)$$

C_w/C_B = Relación (coeficiente) de la polarización de la --
concentración, adimensional.

C_D = Concentración de la sal en el agua desalinizada, --
[mol / vol].

N_{sc} = Número de Schmidt para difusión de sal, adimensio-
nal.

u_B = Velocidad de la salmuera, [distancia / tiempo]

R = Rechazo de sal interfacial

j_D = Factor de transferencia de masa de Chilton-Colburn,
adimensional. Para tubos cilíndricos $j_D = f/2$, --
donde f =factor de fricción, y es función del núme-
ro de Reynolds.

Cuando la membrana rechaza (10) toda la sal ($R = 1$), la
ecuación (1.38) se reduce a:

$$\frac{C_w}{C_B} = \exp K \quad (1.40)$$

donde K es definida como el exponente de polarización de
la concentración:

$$K \equiv \frac{0.67}{u_B^{0.67} j_D^{0.67} N_{sc}} \quad (1.41)$$

El coeficiente de polarización de la concentración no puede medirse directamente, debido a la dificultad de la determinación de C_w , que es la concentración en la interfase. Un término más usual para describir el funcionamiento de la membrana, y que puede medirse más fácilmente bajo condiciones de operación, es el coeficiente de desalinación, Dr , definida como:

$$Dr \equiv \frac{C_B}{C_D} \quad (1.42)$$

esta relación además describe la capacidad de desalinación de la membrana en forma adimensional. Además, Dr es sensible a diferencias en la capacidad de desalinación. La relación entre el coeficiente de la polarización de la concentración y el coeficiente de desalinación se logra combinando las ecuaciones (1.3, 1.39, 1.41 y 1.42), para dar:

$$\frac{C_w}{C_B} = (\exp K) \left(1 - \frac{1}{Dr} \right) + \frac{1}{Dr} \quad (1.43)$$

La relación entre el rechazo de sal interfacial, R , y el coeficiente de desalinación está dado por la ecuación (1.39) escrita como:

$$R = 1 - \left(\frac{C_D}{C_B} \right) \left(\frac{C_B}{C_w} \right)$$

y sustituyendo las ecuaciones (1.42) y (1.43) para dar, después de simplificar:

$$R = 1 - \frac{1}{(\exp K) (Dr - 1) + 1} \quad (1.44)$$

Quando la polarización de la concentración es despreciable se tiene que (10) , $\exp K \rightarrow 1$.

En los diseños actuales de equipo de membrana y el proceso completo es un parámetro base el evitar este fenómeno, ya que crea los mayores problemas en operación del equipo de membrana tanto destruyéndolo como obstruyéndolo.

La polarización de la concentración debe minimizarse para mantener un flux razonable de solvente. La difusión molecular dispersará el límite concentrado, pero el mezclado turbulento es mucho más efectivo si puede implementarse -- dentro del sistema. Este fenómeno es particularmente severo con solutos de alto peso molecular o coloides. De aquí que el control de la capa límite sea más importante con -- membranas de Ultrafiltración.

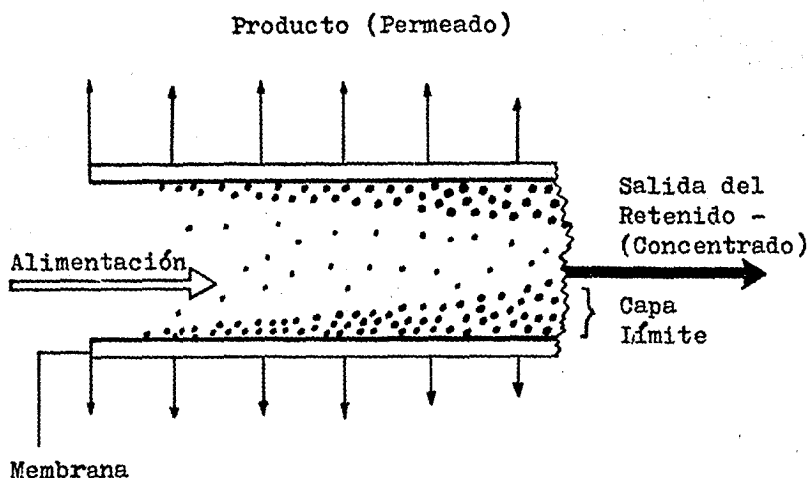


Figura 1.7

Desarrollo de la polarización de la concentración en la -- capa límite.

Como se ha visto en los modelos anteriores, las propiedades de membrana que nos conciernen son las de transporte, principalmente las difusividades y permeabilidades del soluto y del solvente. Además, las solubilidades de equilibrio de los solutos y solventes en la fase membrana juegan un papel importante en el mecanismo de separación por OI.

La permeación es una definición fenomenológica la cual se refiere a la transferencia de masa a través de un medio no sólo por difusión sino por una variedad de mecanismos de transporte bajo varias fuerzas directoras tales como el gradiente de concentración, gradiente de presión, gradiente de potencial eléctrico, y gradiente de temperatura. En el proceso OI las primeras dos fuerzas accionadoras contribuyen a la permeabilidad de la membrana.

CAPITULO II

OSMOSIS INVERSA, ASPECTOS PRACTICOS

2.1) ESTRUCTURA DE LA MEMBRANA Y SU CORRELACION CON PERMEABILIDAD DE MEMBRANA.

La membrana juega el papel más importante en el proceso OI, ya que es su naturaleza química y física lo que determina la permeación. Por variación de las propiedades de la membrana, uno puede controlar la retención o el paso de los solutos seleccionados. Las membranas se preparan por diferentes métodos y con diferentes materiales como lo son el acetato de celulosa (AC), poliolefinas, poliacrilonitrilo, cloruro de polivinilo, fibra de vidrio, etc.; y se soportan en un material rígido más poroso. Por lo tanto, el método de preparación y material de membranas apropiadas (11,5) es el punto clave de este proceso de separación. Las primeras membranas prácticas se desarrollaron a inicios de los 1960s para desalar salmuera. Reid y sus colaboradores en la Universidad de Florida (12), demostraron que el acetato de celulosa fue ampliamente selectivo en el paso de agua y rechazo de sal, pero como sus membranas son del tipo denso no se alcanzaron fluxes prácticos.

Loeb & Sourirajan en UCLA (13) desarrollaron una técnica modificada de vaciado para lograr una estructura asimétrica de AC consistente de una delgada capa límite y una estructura de so

porte más porosa, sus investigaciones llevaron al conocimiento de que las membranas sintéticas podían rechazar sal debido al hecho de que la separación es causada por una sección extremadamente delgada, en tanto que el resto de la membrana -- está totalmente permeada, ésto hizo práctico el proceso para uso industrial. La teoría de permeación indica que el flux de agua a través de la membrana para un polímero denso es inversamente proporcional al espesor de la membrana. La ecuación (véase capítulo anterior)

$$N_w = \frac{P_w}{L} (\Delta P - \Delta \pi) \quad (1.13)$$

indica que, para una solución de baja concentración, el flux del solvente es directamente proporcional a la presión aplicada menos la presión osmótica de la solución alimentada e inversamente proporcional al espesor de la membrana.

Las membranas continúan siendo objeto de investigación en los campos de fisicoquímica, Ingeniería Química, Química de Polímeros, Biología, Fisiología y Medicina.

2.1a) CLASIFICACION DE MEMBRANAS.

Las membranas sintéticas se clasifican de acuerdo a:

a) Tamaño de poro en:

- Muy fina
- Fina
- Medio
- Ordinario
- Solución-Difusión

b) Por el estado del material polimérico en:

- Cristalina
- Amorfa
- Vidrio

c) Por su estructura molecular en:

- Homogéneas
- Asimétricas
- Compuestas

Se ha demostrado (5) que las membranas modificadas poseen una fina "piel" o capa activa (sección extremadamente delgada de la que se habla en párrafos anteriores) en la capa superior de una matriz porosa, la cual actúa como la parte sensitiva. Esta delgada piel se considera como una membrana homogénea. Las membranas asimétricas de AC, muestran un alto flux que se ve disminuido en OI debido a los efectos de compactación de la matriz porosa, la que soporta la delgada piel y, posiblemente, al límite de transferencia entre la piel y la parte principal de la matriz porosa.

La investigación de la estructura de poro y la configuración de membranas sintéticas mediante microfotografías hace posible la clasificación de membranas sintéticas, de acuerdo a su estructura de poro y configuración, en membranas porosas y no porosas (densas), como homogéneas, asimétricas y membranas compuestas. Las "densas" contienen poros de diámetro del orden de 50 Å, membranas de este tipo se emplean en hemodiálisis, se pueden considerar como estructuras completamente homogéneas. La figura 2.1 muestra diferentes membranas del tipo "no porosas" o "densas".

A.1) Membranas de Poro Ordinario,

Las figuras 2.2 y 2.3 muestran la sección transversal de -

dos tipos diferentes de membranas de poro ordinario. Se usan principalmente en equipos de microfiltración y diálisis para concentrar soluciones de polímeros y suspensiones coloidales así como para separar polímeros de alto peso molecular de solutos de bajo peso molecular (Ultrafiltración) Es obvio que existen dos tipos diferentes de estas membranas, aquellas con una distribución de tamaño de poro más o menos amplia, y aquella con poros de diámetro de poro muy uniforme. La estructura de poro del primer tipo semejan a los de una esponja (fig. 2.2a) o a una hoja arrugada (2.2b) en tanto, el segundo tipo semaja a una hoja perforada que tiene capilares cilíndricos o cónicos paralelos de diámetro uniforme.

El concepto de este segundo tipo de membranas parcialmente homogéneas trae la idea de la acción de un ultrafiltro que separa moléculas de acuerdo a su tamaño. Por esta razón, se supone a las membranas con poros de diámetro uniforme que efectúan el fraccionamiento de polímeros de acuerdo a su tamaño o peso molecular. Sin embargo, se ha demostrado (14) mediante experimentos de ultrafiltración que factores completamente diferentes al tamaño molecular rigen la permeación de moléculas.

La interacción de una molécula con la matriz de membrana es mucho más importante para su permeación que las dimensiones de la molécula. Esto se ilustra en la figura 2.4 la que muestra la superficie de un filtro Nucleopore filtrando partículas de estireno con un diámetro aproximado de un décimo del diámetro del poro. Las partículas del estireno interaccionan con las paredes del poro de la membrana, ésto forma aglomerados que finalmente bloquean los poros. Las partículas de estireno no pueden permear la membrana, ésto demuestra que hay fuerzas de interacción actuando entre las moléculas de una solución y la matriz de la -

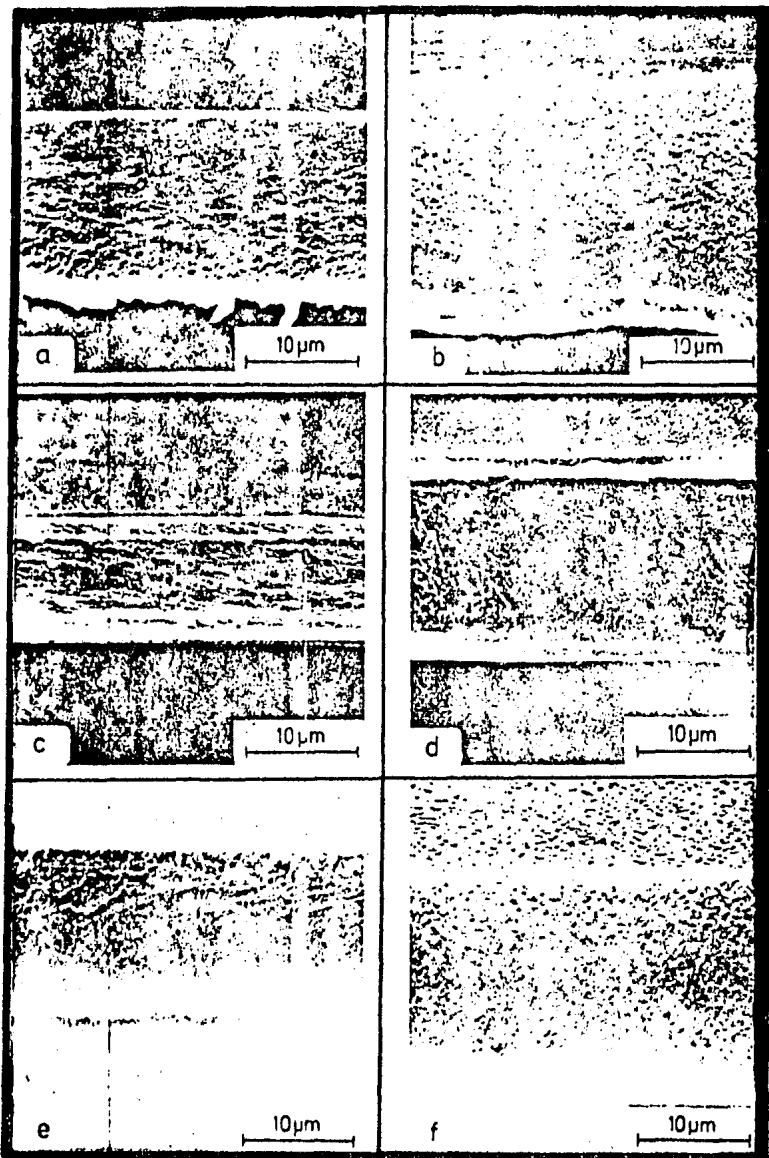


Figura 2.1 .Membranas del tipo "No porosas" o "Densas".

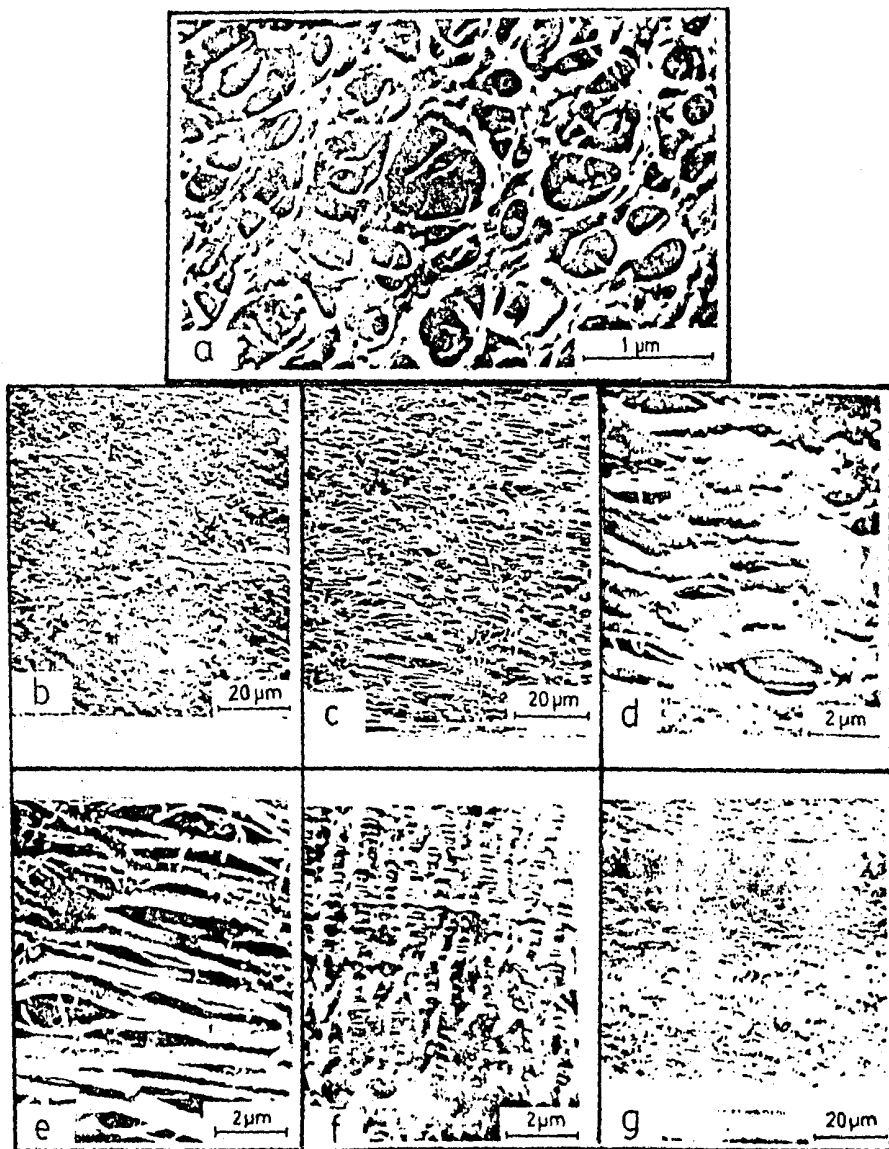


Figura 2.2 Membranas de poro ordinario, se muestra la capa activa.

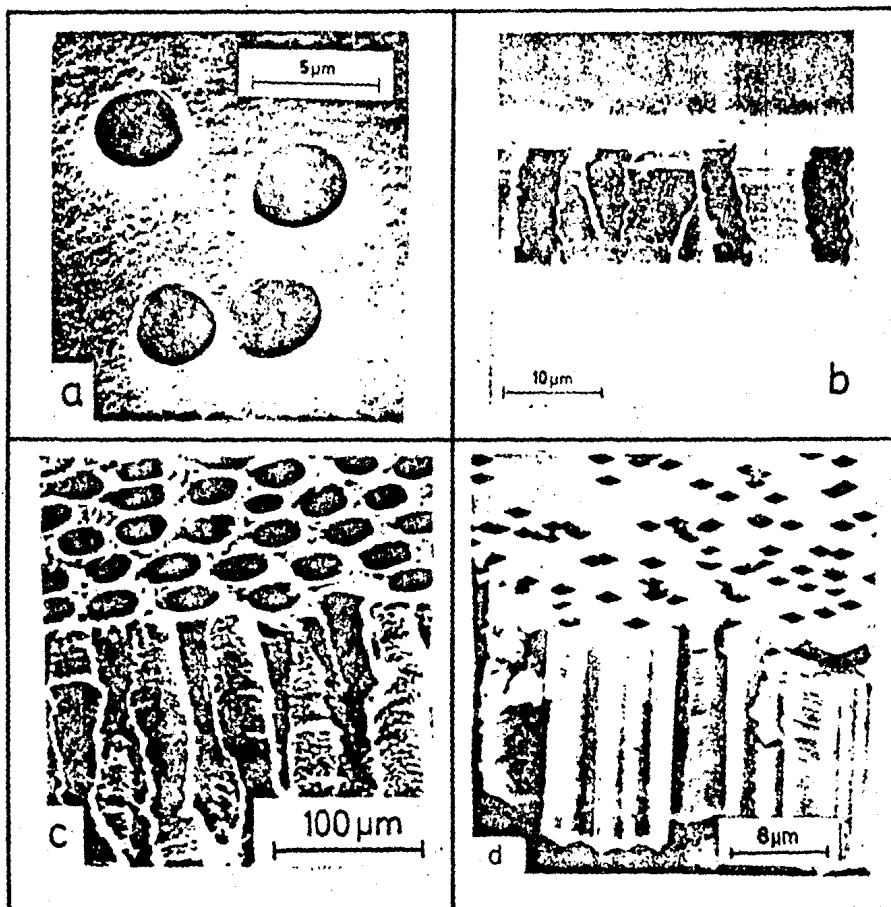


Figura 2.3 Membrana de poro ordinario a) Capa activa, b) - d) Capa activa y sección transversal.

membrana (pared del poro), así como que la flexibilidad de una molécula, tiene un efecto mayor sobre su comportamiento de permeación hacia una membrana de poro ordinario que aquella de la relación de dimensiones moleculares al diámetro de poro.

A.2) Membranas Asimétricas y Compuestas.

Las figuras 2.6 - 2.12 reproducen la sección transversal de membranas típicas asimétricas y compuestas. Todas esas membranas poseen una delgada película (capa activa) en la cara superior de un soporte más o menos poroso (matriz). La porosidad de el soporte aumenta desde la cara superior a la superficie inferior de la membrana. El tamaño y la forma de los poros así como la porosidad de la matriz puede combinarse con ciertos límites por variación de la composición química, así como variación de las condiciones y tecnología de fabricación. El espesor de la piel (capa activa) varía típicamente de 0.1 a 0.5 μm , el espesor total de membrana será de aproximadamente 100 μm .

Las figuras 2.7 - 2.9 muestran la sección transversal de membranas asimétricas de poliamida (PA) y polisulfona (PS).

Las membranas de PA y PS son más resistentes que las de AC a valores altos y bajos de PH ($2 \leq \text{PH} \leq 13$) y al ataque químico. Sin embargo las membranas de poliamida son muy sensitivas al cloro, sólo toleran menos de 1ppm (1 mg/litro). Esto se debe a que el transporte de esas membranas ocurre tanto dentro del soporte poroso como en las cavidades en forma de "dedos". Por esta razón la matriz porosa de esas membranas ofrecen mucho menos resistencia al transporte del soluto y solvente que las membranas asimétricas de AC con una porosidad comparable pero sin "dedos". Las figuras 2.10-2.12 muestran secciones transversales de mem-

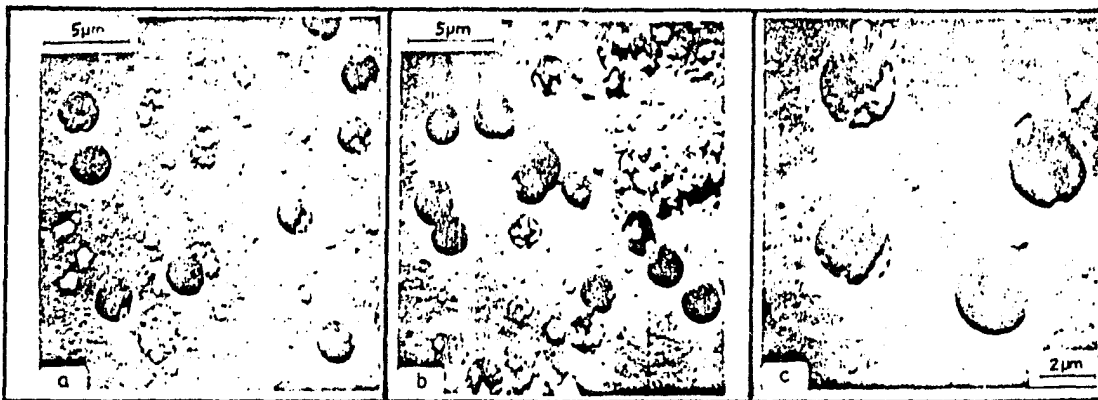


Figura 2.4 Capa activa de la membrana Nucleopore usada para filtrar partículas de Latex.

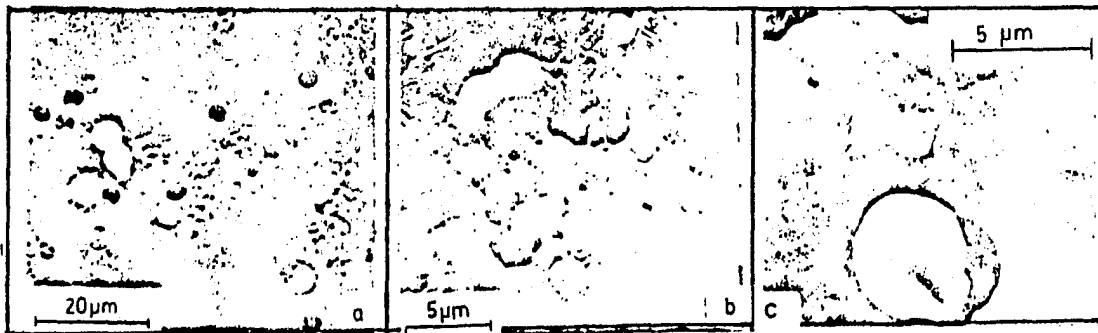


Figura 25 Capa activa de la membrana Nucleopore usada para la filtración de eritrocitos. Los aglomerados que se ven se formaron durante la preparación de la muestra de membrana, no se presentan durante el proceso original de filtración.

branas compuestas incluyendo una vista de la delgada capa superior (capa activa), la membrana de la figura 2.10 está hecha de poli(eter/Amida), la 2.11a de poli(eter/urea), la 2.11b de poli(eter/urea) y las de la figura 2.12 de poliamida modificada. En resumen, las membranas compuestas se hacen mediante el recubrimiento de una delgada película homogénea en la cara superior de un soporte poroso apropiado, seleccionando un material polimérico de soporte diferente al usado para la capa activa, logrando una membrana que sufre mucho menos compactación que las membranas asimétricas de AC de matriz porosa. Los desarrollos subsecuentes de estas membranas reducen el espesor de la membrana y se ha encontrado que las membranas de AC son selectivas en la permeación de agua, en tanto, que las aminas (por ejemplo poliamida) son selectivas en la retención de sales. En México la distribución de módulos de membrana se lleva a cabo por dos firmas pioneras en este campo, UOP, Fluid Systems División con su marca "ROGA" y por Du Pont Co., con su marca registrada "Permeasep", los permeadores (módulos de membrana) de esta última tienen el soporte poroso de polisulfona y la delgada película activa es una poliamida (amina modificada).

Un conocimiento detallado de la estructura porosa permite comprender los mecanismos de transporte de solutos y solventes comunes tales como sal y agua, por ejemplo, pero no proporciona una completa explicación de los mecanismos de transporte de polímeros y coloides, debido a la interacción que éstos presentan con la matriz de membrana.

B) Caracterización de la Estructura de Membrana y Tamaño de Poro por Medida de Permeación del Fluido.

Cuando la Ley de Hagen/Poiseuille se aplica a la permeación de fluidos a través de membranas sintéticas porosas las --

cuales se supone consisten de capilares de diámetro uniforme, se obtiene la siguiente relación (5) para obtener el radio promedio de poro.

Permeación de líquido.

$$(\bar{r})^2 = 8\eta dl_p / \epsilon \quad (2.1)$$

\bar{r} = Radio promedio de poro, (cm), promedio aritmético

η = Viscosidad del fluido, (poise = g/cm-seg)

d = Espesor de membrana, (cm)

l_p = Permeabilidad del solvente, (cm/seg-atm)

ϵ = Porosidad de la membrana

Tomando los conceptos importantes para la elección de membrana, Loeb y Sourirajan han demostrado (15, 16) que el flux puede incrementarse tremendamente si la membrana se hace asimétrica en vez de homogénea. Las membranas asimétricas tienen una delgada capa activa, la que es responsable del rechazo del soluto, seguida por una estructura altamente porosa semejante a la esponja la que soporta la capa activa. Se puede afirmar asimismo, que la transferencia de masa es mayor en fase amorfa que en fases cristalizadas. Entonces la cristalización y orientación de una matriz no porosa debe evitarse para alta permeabilidad de agua. Sin embargo, la robustez y propiedades físicas son afectadas adversamente. La elección final de la membrana debe ser un balance entre esos dos efectos.

Cabe mencionar aquí que la membrana Loeb-Sourirajan es un

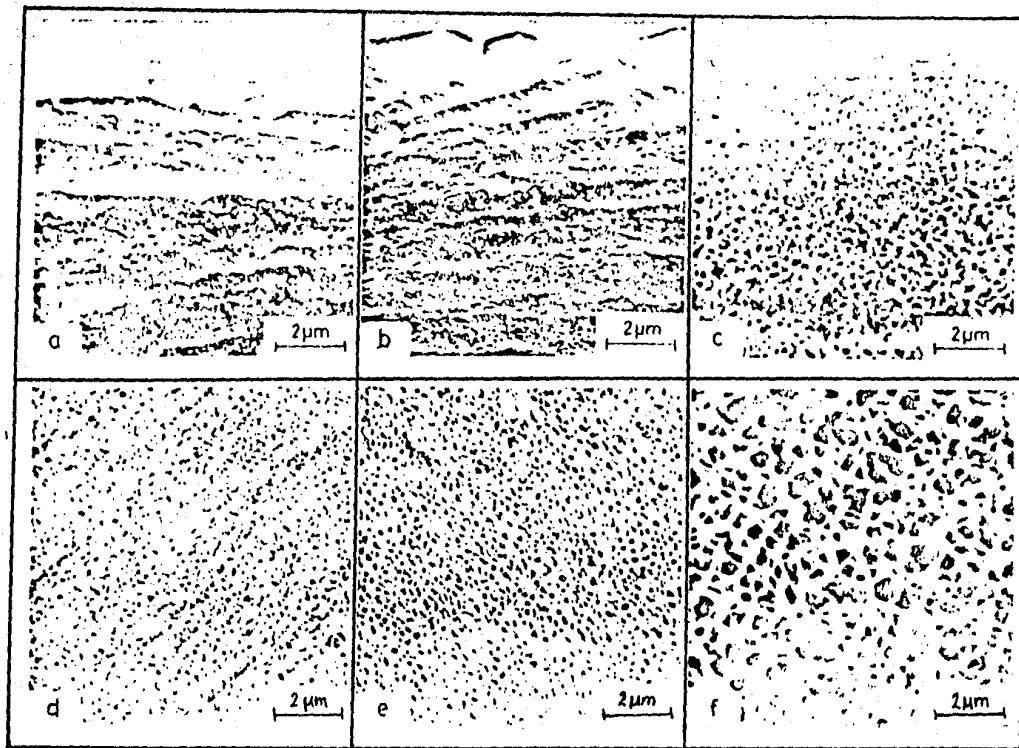


Figura 2.6 Sección transversal de membranas asimétricas de acetato de celulosa, (a - c) parte superior; (d - f) parte inferior. (a y d), (b y e) y (c y f) reproducen la parte superior e inferior, respectivamente.

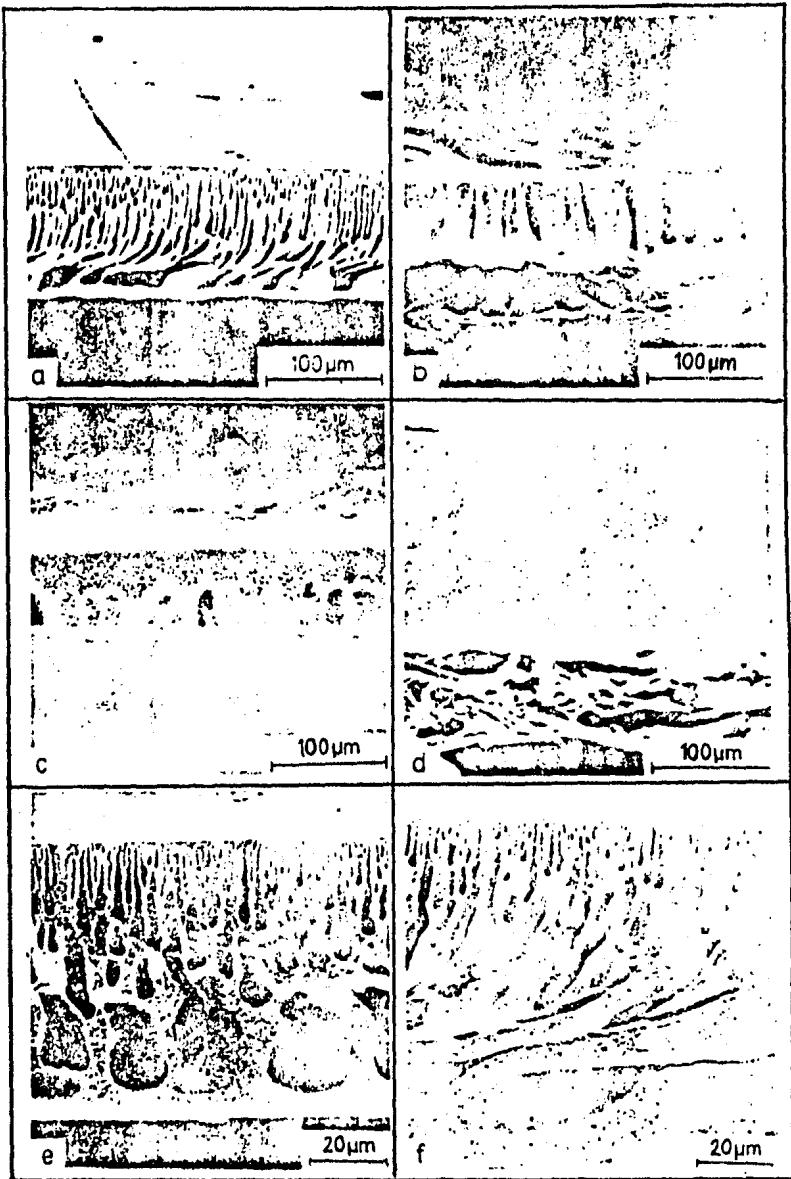


Figura 2.7 Sección transversal de membranas asimétricas de polisulfona (a - d) y poliamida (e - f) mostrando estructuras de poro en forma de "dedo" (a,b), de "espuma" (c,d) y de "dedos plegados o doblados".

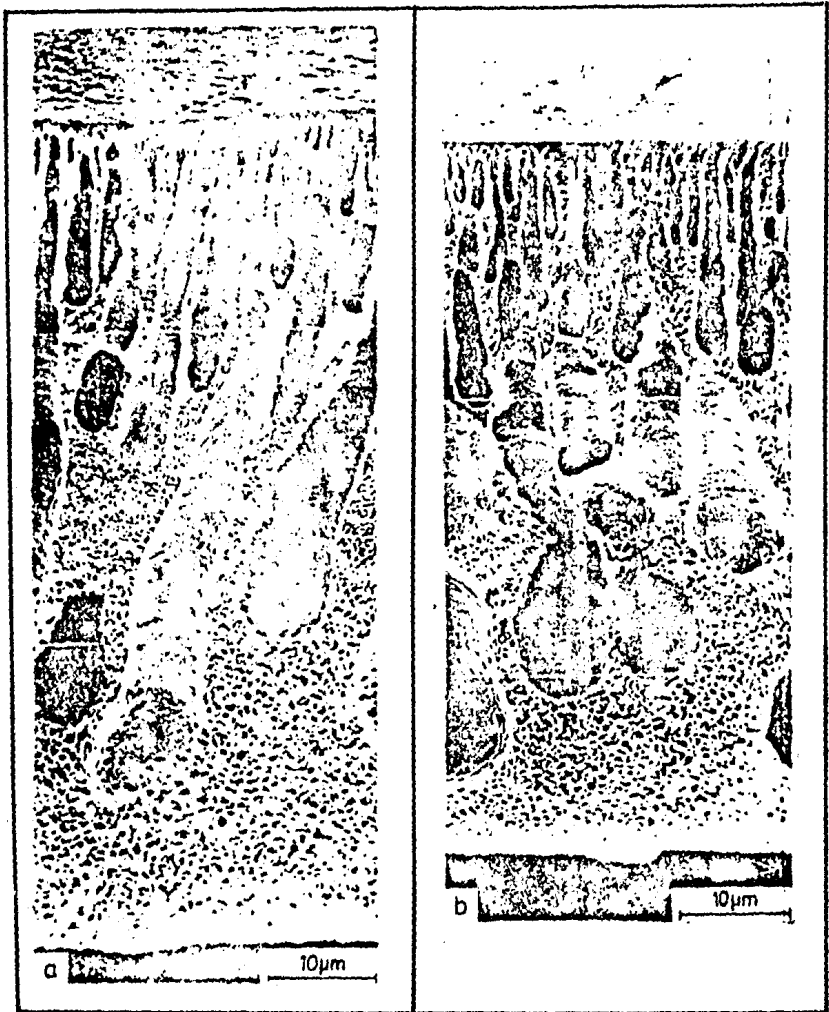


Figura 2.8 Sección transversal de dos membranas asimétricas de poliamida.



Figura 2.9 Sección transversal de una membrana asimétrica de polisulfona, en la parte superior se muestra la capa activa.

Figura 2.10 Sección transversal de una membrana compuesta fabricada por UOP, modelo PA-300.

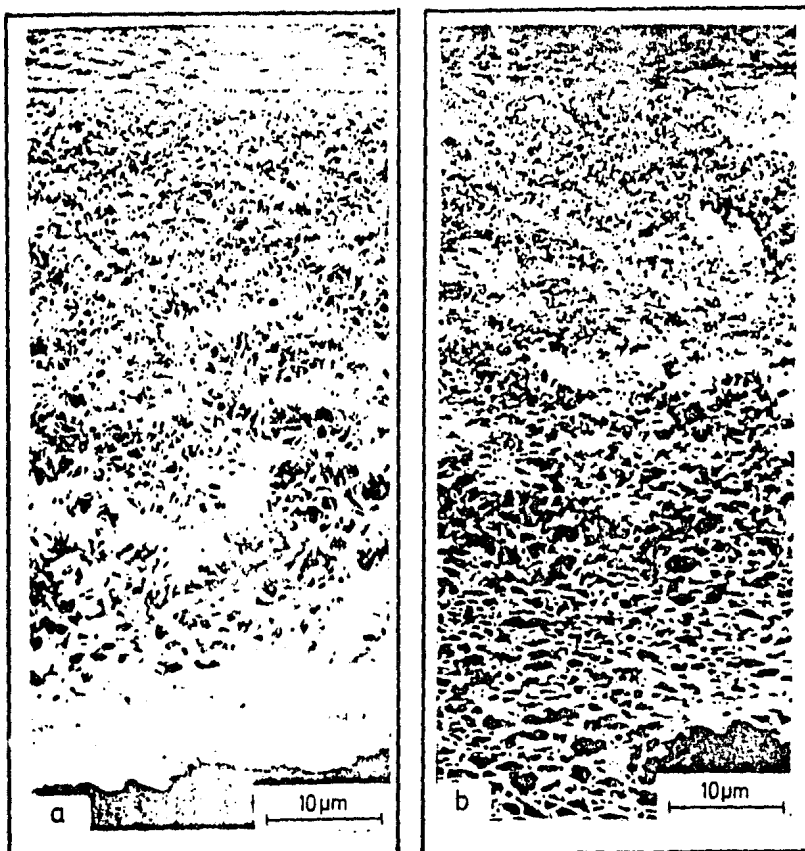


Figura 2.11 Secciones transversales de dos membranas compuestas, fabricadas por UOP, la parte superior es la capa activa. a) Es la membrana RC-100 para tratamiento de agua de mar, b) Es TrC-801-398 para tratamiento de salmuera.

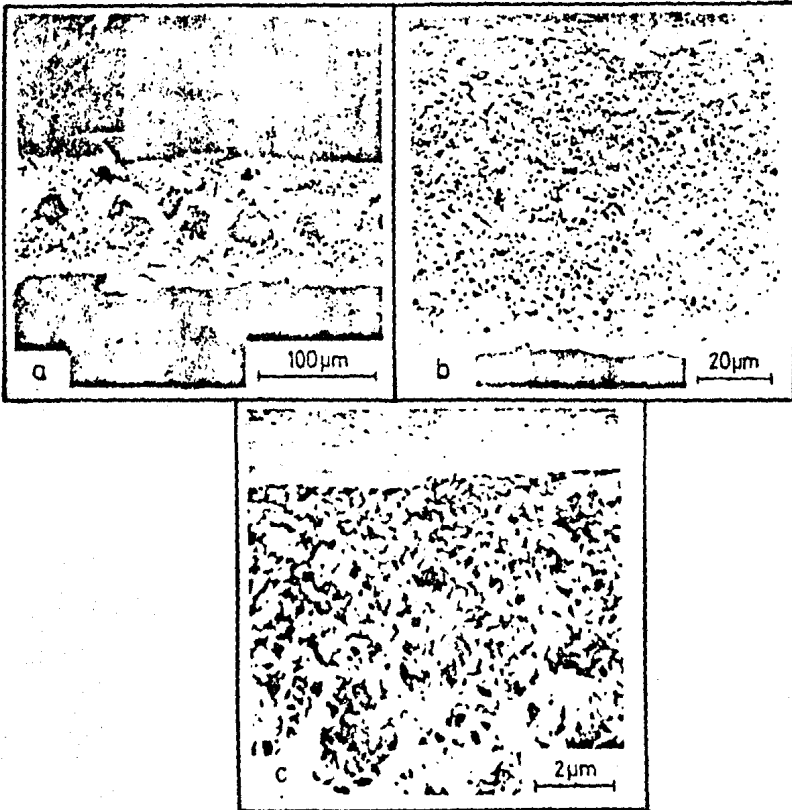


figura 2.12 Sección transversal de membranas compuestas, incluye en la parte superior la capa activa, fabricadas de poliamida modificada .

vaciado de solución conteniendo 15-25% peso de acetato de celulosa disuelta en un sistema consistente de acetona, -- agua y perclorato de magnesio a 0°C (16), el rechazo de -- sal (selectividad) puede mejorarse con un alto contenido -- de acetyl dentro del límite de solubilidad del acetato de celulosa en acetona.

2.2) PERFIL DE CONCENTRACION EN UNA MEMBRANA ASIMETRICA.

Una vez que se ha hecho la clasificación de las membranas poliméricas empleadas en el proceso de OI podemos representar -- en forma esquemática el perfil de concentración que en ella -- se forma (16) Figura 2.12c (pág.⁶⁶). Para analizar el esquema considérese el caso de dos soluciones de diferente concen-- tración separadas por una membrana asimétrica. Suponga que -- la concentración y presión de la solución son mayores en el -- lado derecho de la membrana, y, por tanto, el flujo se efec-- túa de derecha a izquierda. En general, el proceso de trans-- ferencia de masa a través de la membrana puede identificarse por las siguientes regiones separadas pero interrelacionadas.

Sección a.

Región 1 del Seno del Fluido.

En esta región, bajo condiciones de estado estacionario, la -- concentración del soluto (C'_{sb}) es uniforme, es decir, que no hay gradiente de concentración en la dirección normal a la su perficie de la membrana.

Sección b.

Región 1 de Capa Límite.

Esta región causa "Polarización de la concentración"; fenóme-- no que reduce grandemente la eficiencia de los sistemas de --

membrana. El transporte de masa a través de esta región es unidimensional y normal a la membrana. El soluto rechazado forma una capa de concentrado cerca de la superficie y se retrodifunde al seno del fluido, región "a". Cualquier método para facilitar este proceso de retrotransporte, tal como el mezclado, incrementará tanto el flux volumétrico a través de la membrana como el coeficiente de rechazo.

Sección c.

Región Superficial 1.

En esta región, a la derecha de la superficie de la membrana, tienen lugar dos procesos: 1) debido a las imperfecciones de la membrana y los pequeños poros sobre la superficie, allí -- existe algo de difusión a lo largo de la superficie; y 2) adsorción de los solutos dentro de la membrana. El último fenómeno es muy importante en la comprensión del mecanismo de separación por OI. No obstante los factores importantes que afectan el mecanismo de separación en OI es la gran diferencia entre la solubilidad de los solutos y del solvente (casi siempre agua) en la membrana. La otra razón es la diferencia en difusividades del soluto y el solvente en la membrana. Entonces, la concentración de los solutos en el lado interno de la membrana pero en la región superficial (C_s^w) es mucho menor que la concentración de los solutos en el lado de la solución pero en la superficie (C_s^s). La relación de los dos es comúnmente definida como el "Coeficiente de Partición", "coeficiente de solubilidad" o "Coeficiente de distribución". El coeficiente de partición del soluto debe ser mucho menor al del solvente para una separación efectiva.

Sección d.

Región de Capa Activa.

Esta región es muy densa y es idealmente no porosa o en casos reales una estructura microporosa. La capa activa es una característica de las membranas asimétricas y es responsable -- del rechazo de sal. Es deseable hacer esta capa tan delgada como sea posible para reducir la resistencia al flujo y entonces incrementar la permeabilidad de la membrana. El transporte del soluto en la piel (capa activa) es por difusión y convección en los finos poros de la membrana. Por poros finos -- se refiere a los espacios vacíos o huecos con dimensiones del mismo orden de magnitud al de las moléculas que están difundiendo. La concentración de los solutos decrece a lo largo de esta capa en forma exponencial.

Sección e.

Región de Soporte Poroso.

Esta región altamente porosa sirve como soporte para la capa activa (región d). A causa de poros grandes y la estructura abierta, esta región no rechaza los solutos y el flujo en el poro es el mecanismo de transporte. Además, el perfil de concentración es casi plano en esta región. No obstante esta capa no afecta las propiedades de rechazo de sal de la membrana, adiciona algo de resistencia a su permeabilidad, la cual requiere una alta diferencia de presión a través de la membrana para mantener un cierto flux. En otras palabras, a una dada diferencia de presión el rechazo del soluto se ve disminuido por la presencia de la región "e" a causa de la resistencia -- adicionada a la permeabilidad hidráulica.

Sección f.

Región Superficial 2.

Esta es similar a la región "c" aquí el soluto es desorbido -- de la membrana. Dado que esta capa porosa es no selectiva --

esencialmente, el coeficiente de partición corriente abajo de la membrana asimétrica se espera sea grande y cercano a la -- unidad. Esto implica que la concentración del soluto en el lado interior de la membrana en el lado del producto es casi igual a la concentración del soluto en la corriente saliendo de la membrana.

Sección g.

Región de Capa Límite 2.

Esta región sólo existe bajo estado de operación no estacionaria, es similar a la región "b" donde hay una difusión unidimensional en la dirección normal a la superficie de la membrana. Sin embargo, el fenómeno de polarización de la concentración no existe aquí debido a que, en contraste al lado de alta presión, la concentración decrece en la dirección del flujo.

Sección h.

Región del Seno del Fluido 2.

Esta región similar a la región "a" donde hay una concentración constante del producto (C''_{sb}) en condiciones de estado estacionario.

Por tanto, podemos ver que la permeabilidad de la membrana al soluto o solvente depende de las condiciones de la solución - en ambos lados de la membrana así como de las propiedades físicas y químicas de la membrana. La resistencia global a la transferencia de masa será la suma de las resistencias de la capa límite y de las capas de la membrana. Las ecuaciones -- que describen el transporte de solutos y solventes a través - de la membrana son llamadas "Modelos de Transporte de Membrana".

← REGIONES O SECCIONES DE LA MEMBRANA Y ALREDEDORES →

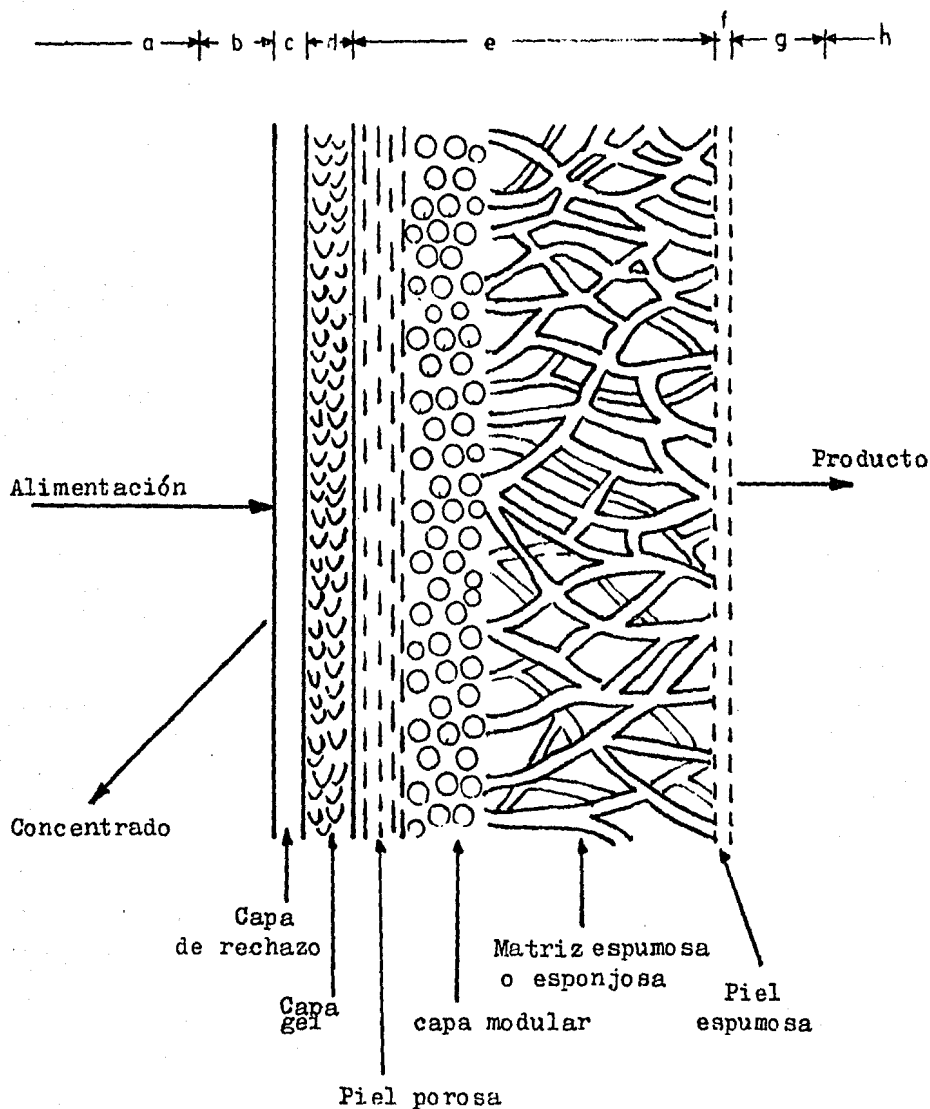


Figura 2.12b Representación esquemática de una membrana compuesta.

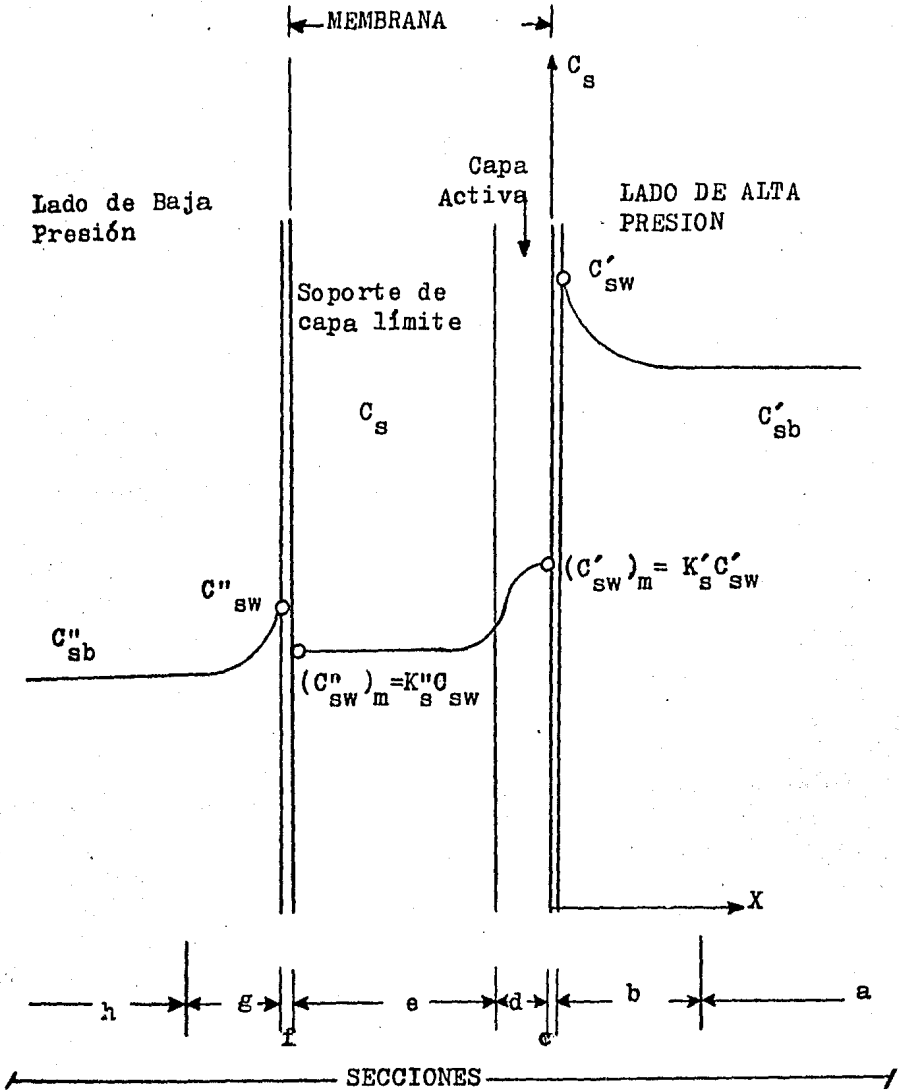


Figura 2.12c.
Representación Esquemática de Transporte a través de una Membrana Asimétrica.

2.3) EQUIPO DE MEMBRANA.

El agua salina puede desmineralizarse por filtración a presión a través de una membrana porosa, y las características de desmineralización son una función de la naturaleza química y física de la membrana en contacto con agua salina. Una membrana adecuada para este propósito se considera como aquella la cual; 1) Es capaz de producir agua potable (menos de 500 ppm) de sólidos disueltos a partir de agua de mar, 2) Permite fluxes apreciables de agua desalinizada a presiones razonables, y 3) Debe poseer dichas características por varios meses. Los criterios de diseño para un equipo práctico de OI son entonces.

- 1) Una relación alta de Superficie-Volumen de membrana, para minimizar requerimientos de espacio y costo de capital.
- 2) Soporte estructural adecuado para permitir a la delgada membrana soportar la caída de presión requerida.
- 3) Baja caída de presión en el lado del concentrado de la membrana, para mantener la fuerza accionadora de la permeación.
- 4) Flujo turbulento en el lado del concentrado, poseer algunos medios para minimizar incrustación y disipar la polarización de la concentración.
- 5) Facilidad de retrolavado y/o facilidad de reemplazo de la membrana, en el caso de que la incrustación sea un problema.
- 6) Larga vida de membrana y bajo costo de reemplazo.

Las figuras 2.13-2.17 muestran equipo práctico de membrana --

para practicar la OI. En varios tipos de unidad (fig. 2.13 y 2.14) el agua salina fluye a través de membranas cilíndricas enfundadas en sólidos o tubos flexibles. El permeado colectado en un poro fluye entre la membrana y soporte y fluye hacia afuera. Debido a la alta presión ejercida en el lado del permeado, es deseable tener, para cualquier superficie de membrana, el menor volumen posible para contener la alta presión -- del fluido, en los diseños 2.13 y 2.14 la relación volumen/superficie es relativamente grande y por ende no apropiados. -- Los diseños más comunes son los de placa y marco, de devanado en espiral, tubulares y de fibra fina hueca. El tipo de placa y marco tiene diversas variaciones, las cuales se utilizan actualmente en la industria. La más común consiste en placas delgadas de plástico cubiertas en ambos lados por membranas - que van selladas al borde para evitar fugas, sus superficies planas contienen pequeños surcos por los que fluye el permeado después de atravesar la membrana, finalmente el permeado - fluye al tubo colector central y se recoge mediante este tubo.

El permeador de fibra hueca (Fig. 2.15) consiste en haces paralelos de tubos de paredes rígidas, porosas o perforados, -- con un diámetro de 0.5 a 1.0 pulgada, con una membrana insertada o cubriendo el lado interno del tubo. La alimentación a presión fluye dentro de los tubos y el permeado se desprende de las paredes externas. Un número de estos tubos están localizados dentro de otro que es mayor en unas pocas pulgadas de diámetro.

En nuestros días los permeadores más empleados para desalinización son los de membrana de fibra fina hueca así como los - de devanado en espiral, figuras 2.16 y 2.17 respectivamente, - debido a sus buenas características de operación. El modelo permeador de membrana de fibra fina hueca consiste en material tejido dentro de fibras semejantes al cabello. El flujo de alimentación entra a presión a un tubo distribuidor que --

forma el núcleo en el cilindro del permeador, el agua se mueve circularmente a partir del tubo de alimentación a través del paquete de fibras hacia la cápsula exterior del permeador. La presión fuerza el paso del agua pura a través de las paredes de las fibras huecas hasta el canal exterior de cada fibra. El agua producto va saliendo por las terminaciones abiertas de las fibras huecas, convirtiéndose así en una corriente que fluye hacia afuera por el orificio de agua producto al final del permeador. Las sales minerales y otros contaminantes se mantienen disueltos en la salmuera rechazada en el exterior del permeador a través del desagüe de salmuera ubicado en el final opuesto al orificio del producto.

TUBO SOPORTE DE COBRE
2.54 DIAMETRO EXTERNO
0.089 PARED

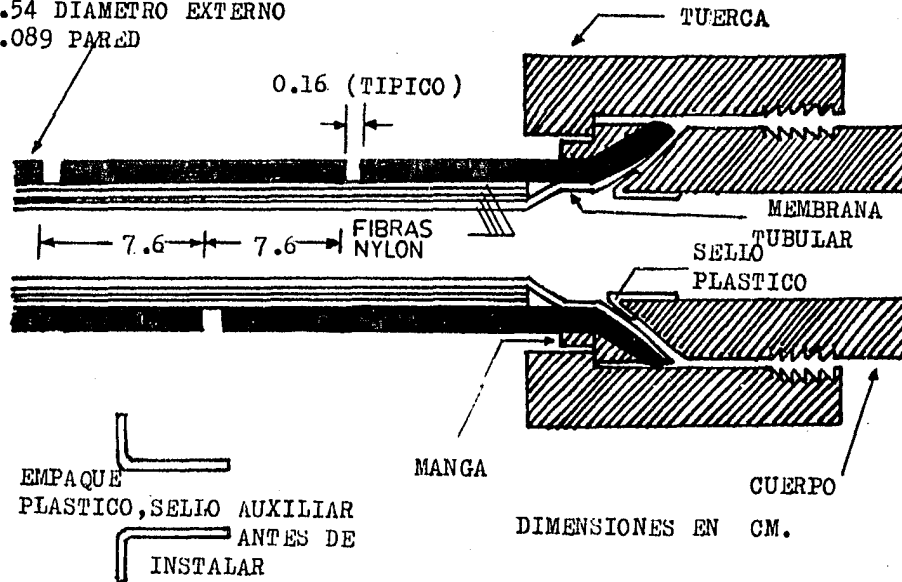


Figura 2.13 Unidad Tubular, diseño Loeb.

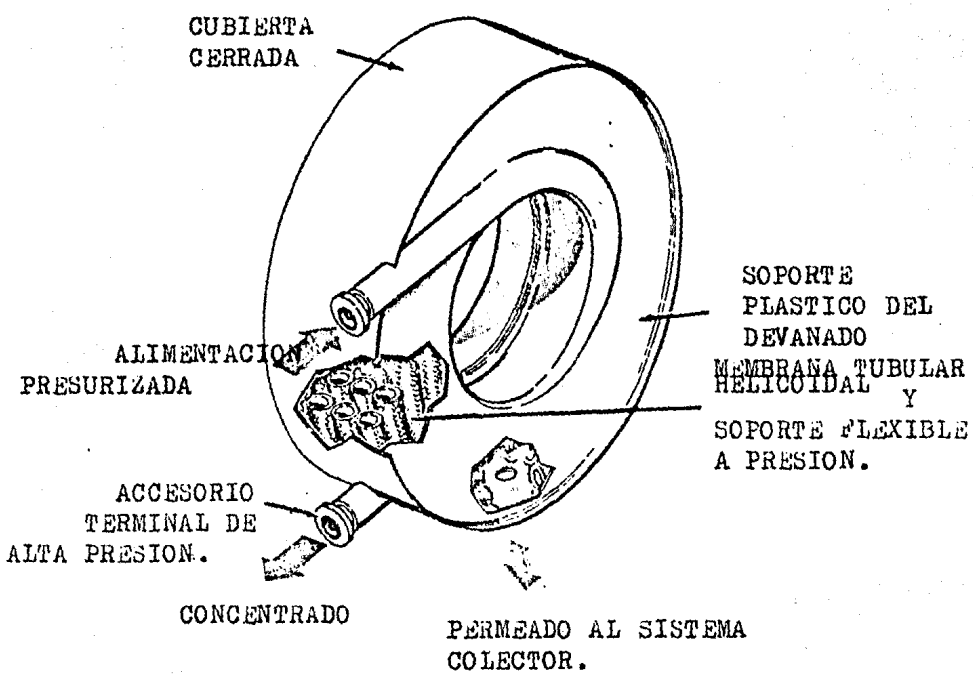
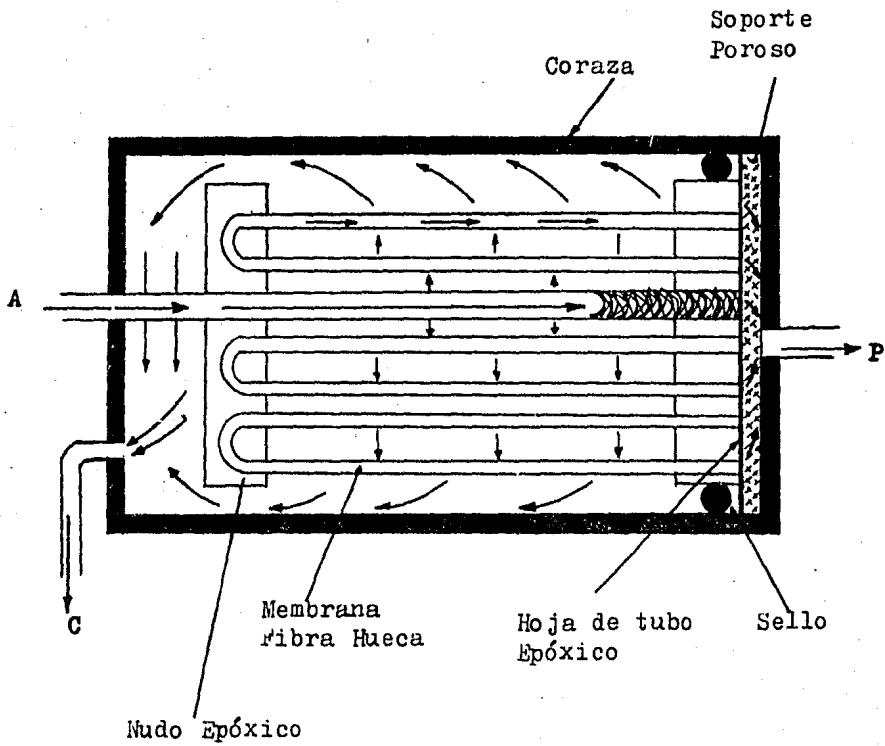


Figura 2.14 Segmento Tubular Helicoidal.



A=Alimentación
 C=Concentrado
 P=Producto o Permeado.

Figura 2.15 Permeador de Fibra Hueca (Tubular).

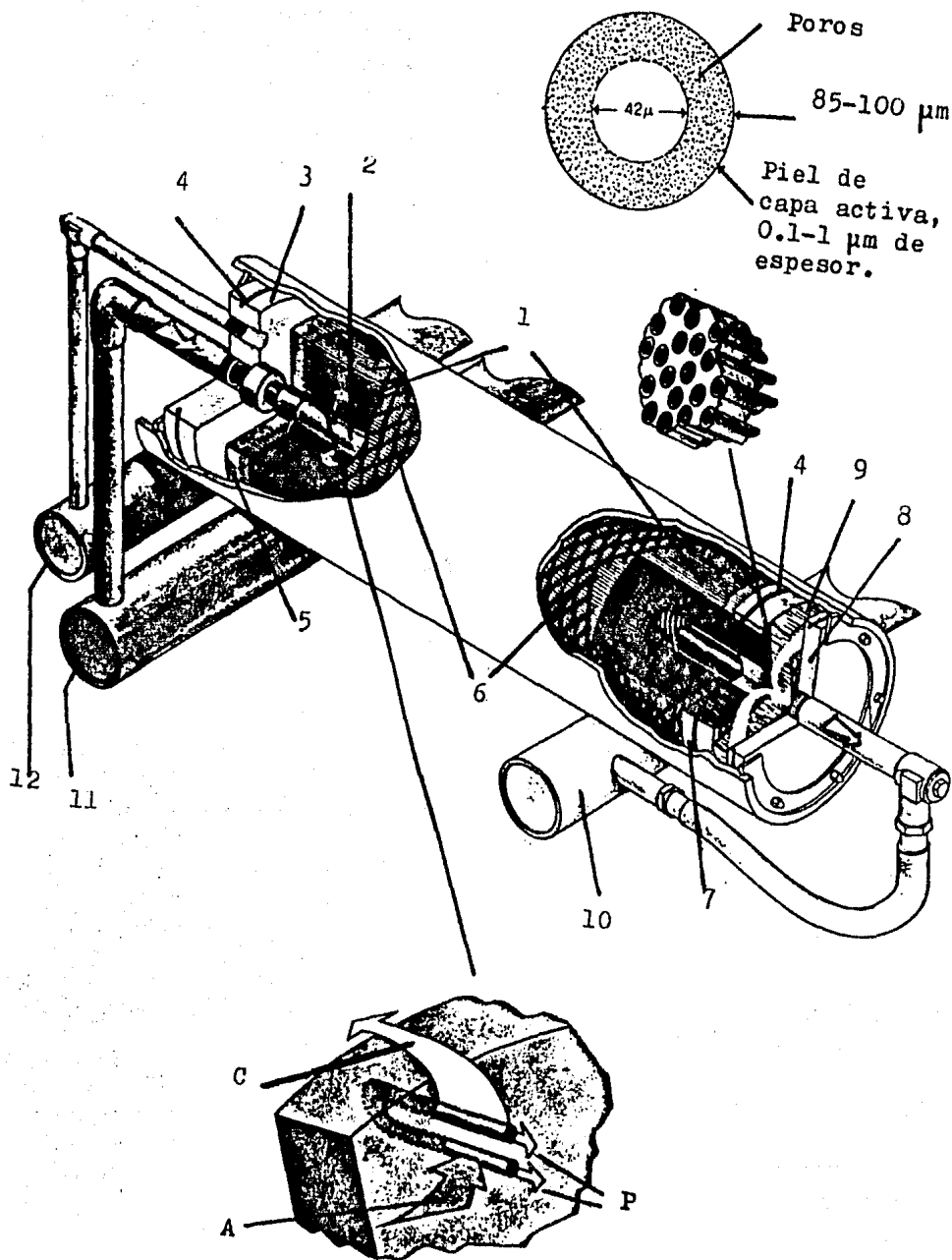


Figura 2.16 Permeador de fibra fina hueca, "Permassep"
Du Pont Co. (Montado para operación).

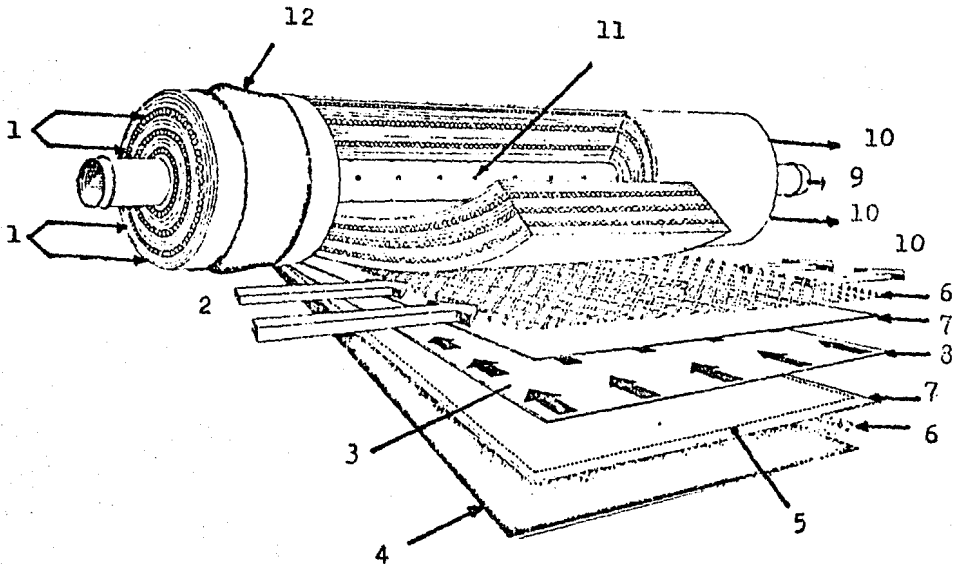
Nomenclatura de la Figura 2.16

- A - Alimentación
- C - Concentrado
- P - Producto

1. Fibras huecas
2. Tubo de alimentación
3. Placa terminal (Alimentación)
4. Sello
5. Bloque separador de fibras huecas
6. Pantalla de flujo
7. Bloque de salida de agua desmineralizada
8. Placa terminal (Producto)
9. Bloque poroso de sujeción
10. Cabezal de producto
11. Cabezal de alimentación
12. Cabezal de concentrado

El equipo de devanado en espiral (fig. 2.17) es ampliamente utilizado en la desalinización de agua salobre. Un permeador de este tipo consiste en varios cartuchos de membranas espirales conectados entre sí y colocados en un ducto cilíndrico -- presurizado. Cada cartucho espiral es independiente, dos hojas de la membrana son colocadas a ambos lados en una tela separadora. Las tres piezas son selladas en tres lados para -- formar un sobre. El lado que se mantiene abierto es unido a un tubo recolector perforado de agua producto. Una hoja plástica tejida funciona como separador y es colocada en uno de los lados del sobre de la membrana. Este sobre y la membrana separadora son enrollados en un paquete cilíndrico. La configuración espiral de cartucho nominalmente se usa para aplicaciones de desalación de 4 a 8 pulgadas de diámetro y de 3 - pies de largo. De dos a seis cartuchos son colocados y conectados entre sí dentro de un tubo presurizado (fig. 2.18). El flujo de alimentación a presión entra a la cápsula del módulo permeador y fluye a través de los canales entre espirales ser-- pteantes del primer cartucho. Algo del flujo de alimenta-- ción se permea a través de la membrana y viaja por un sendero espiral hacia el tubo colector de agua producto en el centro del cartucho. El flujo de alimentación restante continúa su trayecto a través de estratos espirales, a todo lo largo del cartucho. Entonces se vuelve a encontrar al siguiente cartucho en el ducto y la operación se repite. El producto de cada módulo permeador sale del tubo común de producto en el per-- meador. El flujo de alimentación se vuelve más concentrado -- conforme va pasando por los cartuchos hasta salir del permeador como salmuera. Este diseño permite una mayor área de mem-- brana por unidad de volumen que el diseño tubular o de placas.

Presión de trabajo. Con el fin de lograr un productividad a través de la membrana, la presión de trabajo debe ser superior a la presión osmótica. La presión total para lograr el paso de permeado es $P_T = P_o + P_E$ (Presión osmótica más la --



1. Alimentación
2. Flujo de alimentación a través del canal espaciador
3. Flujo de permeado (después de pasar a través de la membrana a el material poroso colector de permeado (producto))
4. Cubierta
5. Línea de adhesión
6. Canal espaciador de alimentación
7. Membrana
8. Material colector de permeado
9. Salida de permeado (producto)
10. Concentrado
11. Tubo colector de permeado
12. Sello de módulo (Sella contra la pared interna de un recipiente a presión para forzar la solución alimentada a través del módulo)

Figura 2.17a Cartucho de devanado en espiral

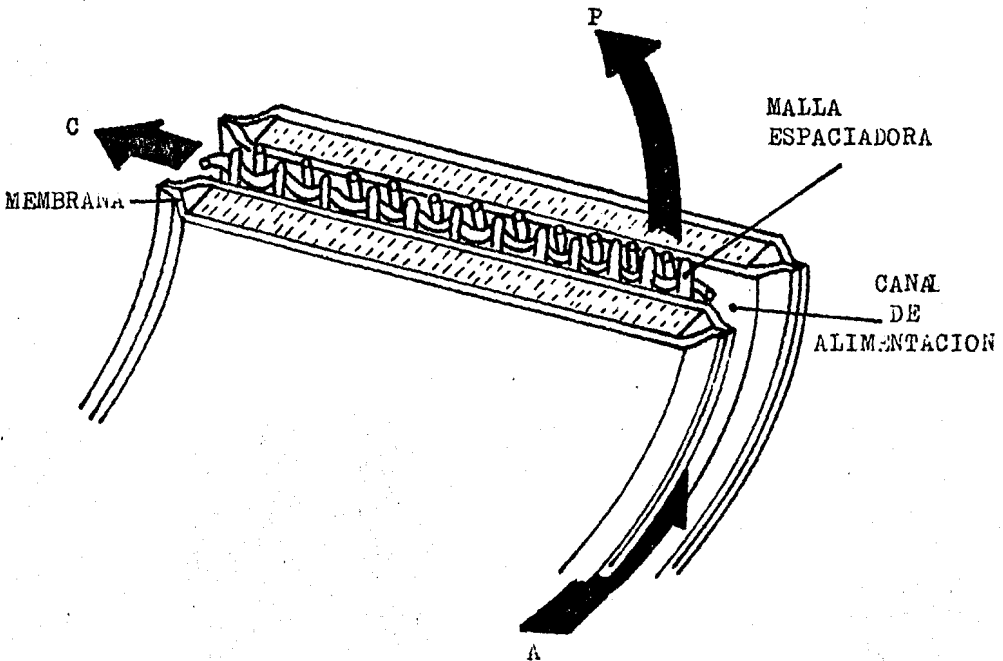
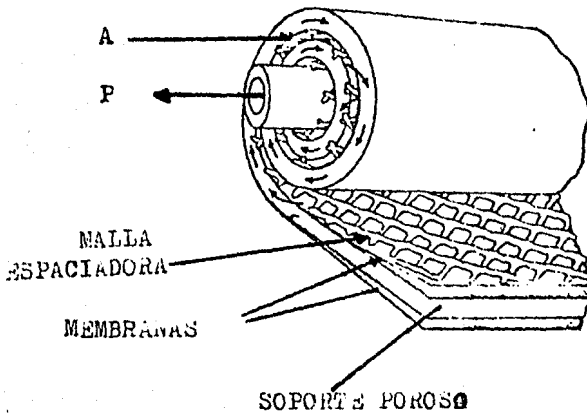


Figura 2.17b Detalle de cartucho de devanado en espiral

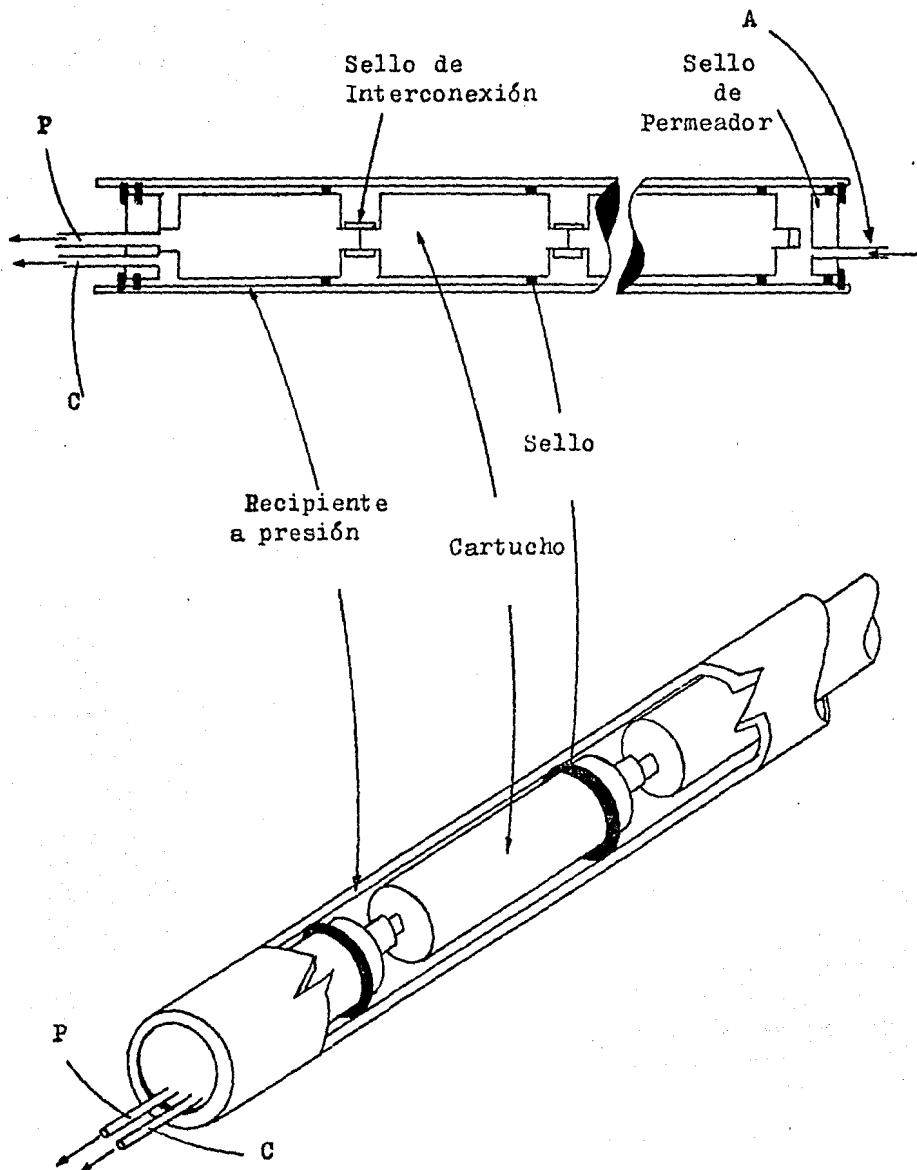


Figura 2.18 Módulo Permeador de cartuchos de devanado en espiral, no se muestran cabezales y accesorios como en la figura 2.16.

presión que proporciona la fuerza directriz). De tal modo -- que P_T es tal que contrarresta la presión osmótica, la fuerza accionadora para el flujo del fluido es conocida como fuerza de trabajo, $P_E = P_T - Pos$. En los sesentas se efectuaron en sayos para determinar las presiones requeridas para obtener - aceptables factores de rechazo en las membranas adecuadas para rechazo de sales, para una agua de mar estándar (35000 ppm). En un rechazo estándar que da un factor de 0.98 de rechazo la fuerza neta accionadora es aproximadamente 800psi ($P_T - Pos$) - en las figuras 2.19 y 2.20 (Chem. Eng. / November 18, 1968, - pp. 153-158). Como la presión osmótica para esta agua de mar (refiérase a los apéndices) es 350 psi, por tanto la presión de trabajo es de 1150 psi, a estas membranas se les aplicaban presiones de 1500 a 2000 psi para obtener flujos adecuados. - Las membranas que se pusieron en el mercado en la década de - los 1970s son mucho más sofisticadas y sólo requieren una pre sión neta de 400 a 500 psi para lograr una buena productivi- dad, por ello la mayoría de plantas de OI en el mundo que pro cesan aguas de mar operan a unos 850 psi. En la década de los 1980s se ha procesado a nivel comercial membranas de baja pre sión que dan una productividad aceptable a una presión neta - entre 200 y 300 psi.

Conversión. La conversión o recuperación se define como el - porcentaje del agua de alimentación que se extrae como produc to y se calcula como:

$$\% \text{ Conversión} = \frac{\text{Flujo de Producto}}{\text{Flujo de Alimentación}} \times 100 \quad (1.35)$$

La conversión no debe de superar el límite de precipitación - de las sales. Hay que recordar que la ósmosis es también un proceso concentrador de sales. Según aumenta la conversión, - aumenta la concentración de sales en el rechazo. Llega un mo mento en que si se excede el límite de precipitación de las -

sales, se forman cristales sobre las membranas. Cuanto más - alta sea la recuperación, mayor es el factor de concentración de las sales en el agua original como se ve en la siguiente - tabla, tomando a x como la concentración original de sales -- (6) .

<u>Conversión</u> <u>%</u>	<u>Factor de Concentración</u>
50	2x
67	3x
75	4x
80	5x
83	6x
88	8x
90	10x
95	20x

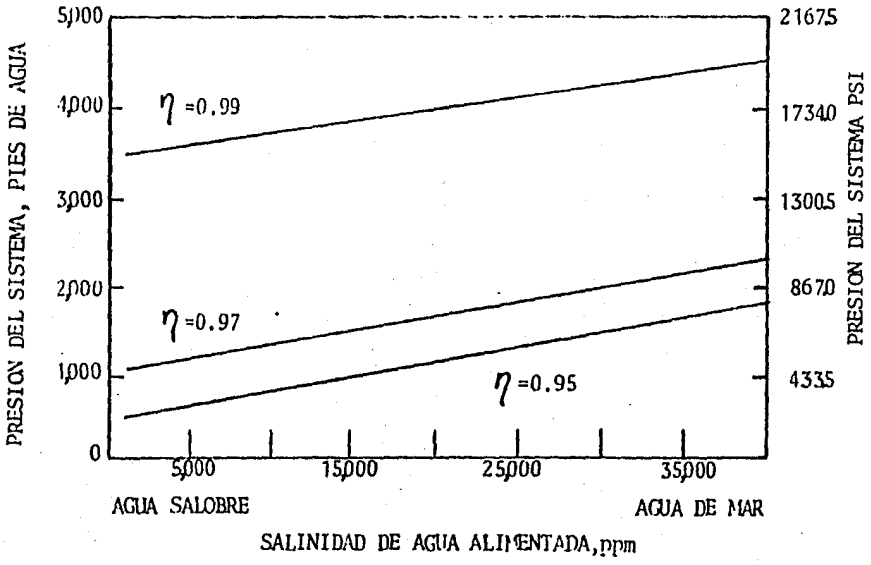


Figura 2.19 PRESIONES REQUERIDAS PARA FACTORES DE RECHAZO

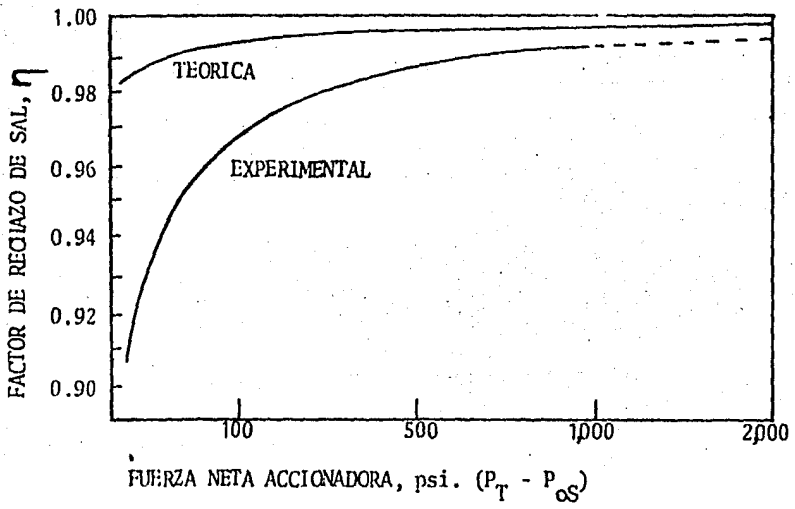


Figura 2.20 EL RECHAZO ES UNA MEDIDA DE LA EFICACIA DE LA MEMBRANA.

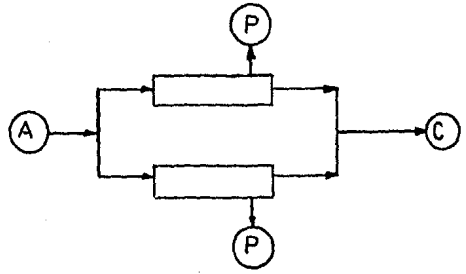
2.4) SISTEMA DE OSMOSIS INVERSA.

Los sistemas industriales de OI usualmente son construídos -- con una aproximación modular - varios de ellos se muestran en la figura 2.21. Para incrementar el recobro de permeado, los módulos pueden arreglarse en serie. Para incrementar la capacidad, los módulos pueden combinarse en una configuración de flujo en paralelo. Para mantener la velocidad del concentrado a un nivel aceptable con alto recobro del permeado, pueden usarse los sistemas en forma cónica (triangular o serie-paralelo) o de reciclo. Otros arreglos, desde luego, pueden y -- han sido usados para alcanzar criterios específicos.

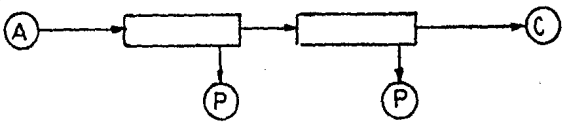
Cuando el rechazo del soluto por la membrana es insuficiente para producir un permeado de pureza satisfactoria, una solución obvia es llevar el permeado a través de separadores adicionales en serie. Pero esta aproximación producirá varias diluciones de "corrientes concentradas". Para evitar este -- problema, los módulos pueden arreglarse para combinar un proceso de corrientes interétapas hasta uno que tiene una columna de membrana multiétapa, similar en efecto a una columna de destilación. El sistema resultante se muestra en la figura - 2.22, el sistema tiene únicamente un producto permeado y uno concentrado. Debe notarse que cada vez que una corriente permeada de un módulo se lleva al lado concentrado de otro, se requiere una bomba.

Comportamiento de las Variables de Operación. Para llevar a cabo este análisis se muestran varias curvas de comportamiento (17), (figura 2.23) que muestran los efectos típicos de diferentes variables de operación. La figura 2.23 "a, b, c" y "d" cada una muestra como promedio, el flux de membrana en estado estacionario, el flujo a través de un sistema de OI se ve afectado por un cambio en la variable de la abscisa si todas las otras permanecen sin cambiar.

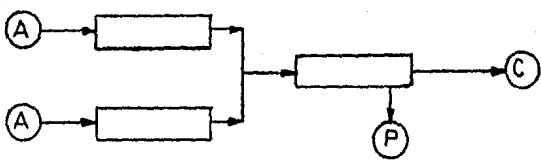
a) Paralelo



b) Serie



c) forma Cónica



d) Reciclo

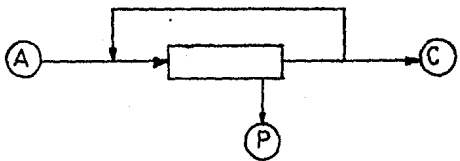


Figura 2.21 Combinación de unidades de OI para reforzar variables particulares de proceso. A=Alimentación, C=Concentrado, P=Producto.

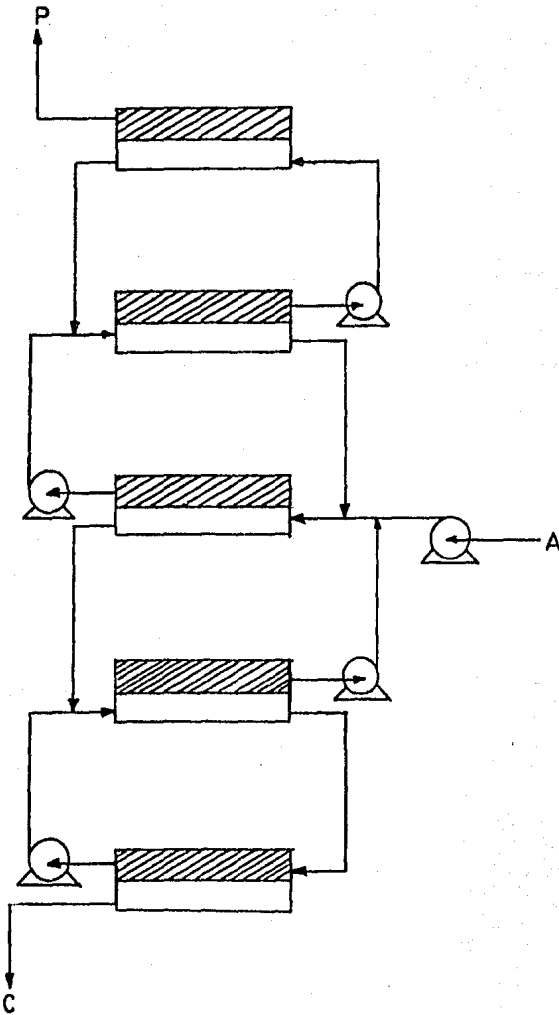


figura 2.22 La columna de membrana multiétapa funciona en forma similar a una columna de destilación.

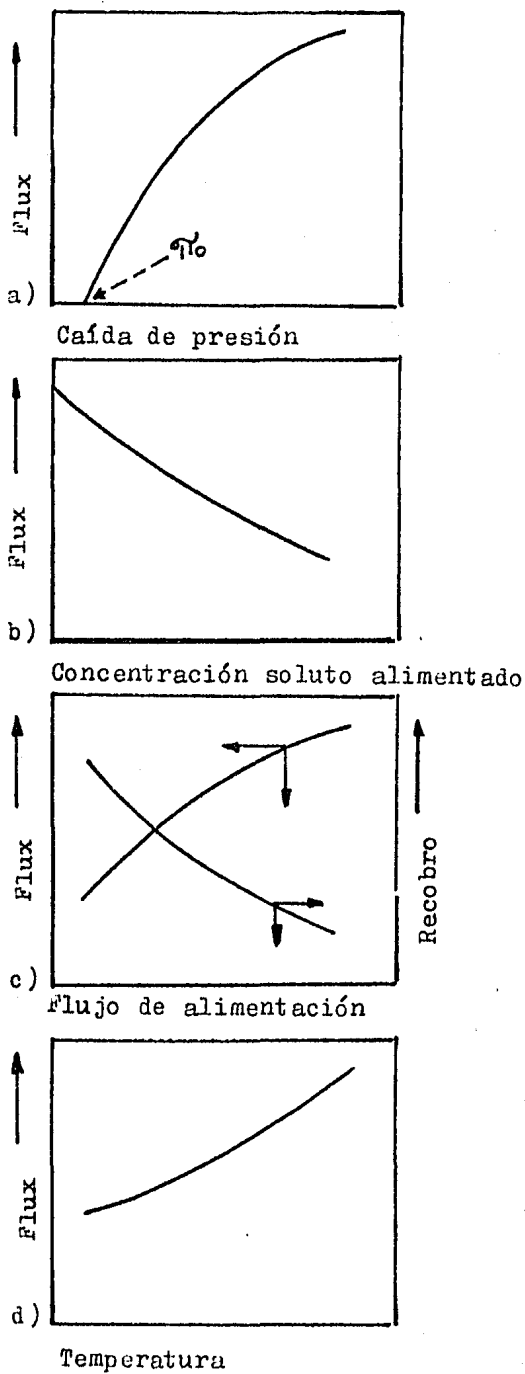
El flux se incrementará con la caída de presión aplicada (figura 2.23a), pero la curva ha disminuído la pendiente debido a que la presión osmótica diferencial se incrementará tanto como el solvente es removido en el separador. La pendiente de la curva depende de la magnitud de la presión osmótica relativa a la presión aplicada y en el grado de control sobre la polarización de la concentración. La caída de presión debe ser al menos tan grande como la presión osmótica de la solución alimentada, o no se obtiene flux.

La figura 2.23b muestra el efecto de la concentración del soluto alimentado. El flux es disminuído a altas concentraciones o a causa de la presión osmótica.

En la figura 2.23c, el flux se incrementa al aumentarse el flujo de alimentación. Esto es el resultado típico que puede atribuirse a una disminución de la polarización de la concentración como un resultado de la alta velocidad y aumento del mezclado. Sin embargo, el recobro de alimentación como permeado (Q_p / Q_F), disminuirá debido a la disminución del tiempo de residencia. Pueden usarse velocidades más altas para dar fluxes más altos, pero ello frecuentemente acarrea cambios requiriendo módulos adicionales en serie.

La figura 2.23d muestra el efecto de la temperatura en el flux. La presión osmótica es directamente proporcional a la temperatura, pero dicho efecto es casi insignificante en comparación con el incremento en la permeabilidad de la membrana a altas temperaturas. Por lo general, la permeabilidad se incrementa en un 25% por cada incremento de 10°C . Dependiendo del modelo teórico que uno elige, esto puede atribuirse a un aumento de la disolución del solvente en la superficie de la membrana, un incremento de la difusión del solvente dentro de la estructura de la membrana, o una disminución en la viscosidad del solvente.

Figura 2.23 El flux de membrana es incrementado por incrementos en presión, flujo de alimentación y temperatura.



Sistema para Potabilización de Agua de Mar. La figura 2.24 - ilustra una instalación típica de OI para potabilización de - agua. Se muestra un recipiente simple a presión conteniendo una membrana, pero debe de haber allí un arreglo de recipientes en serie-paralelo. Una bomba alimenta continuamente al - recipiente a presión, y la válvula controladora de presión en la corriente de concentrado controla la presión dentro del re - cipiente y contra la membrana. El incremento de presión in - crementa el transporte del permeado. En principio es posible incrementar la producción de agua fresca por aplicación de al - tas presiones, pero el costo se incrementa y hay una reduc - ción del flux debido a la compactación de la membrana. El - - lento pero continuo decremento en el flux de agua no debe con - fundirse con el casi instantáneo decremento en el flux de - - agua (del 25 al 35%) que ocurre durante el arranque a la com - pactación de la membrana bajo presión. Este largo término de degradación se debe a numerosos factores, incluyendo hidrólisis química, ataque biológico, taponamiento externo e interno, erosión física de la superficie de la membrana, hinchazón del polímero y otras causas.

Un sistema de OI consiste típicamente de un arreglo de reci - pientes a presión en serie-paralelo, alimentados por una bom - ba, pretratamiento, post-tratamiento e instrumentación tanto como sea requerido. Variables importantes de diseño incluyen recobro, calidad del agua producto, presión del sistema, flu - jo de salmuera, pretratamiento, procedimiento de limpieza, - - temperatura de alimentación al módulo de membrana, caracterís - ticas de membrana, presión osmótica efectiva a diferentes con - centraciones, capacidades de presión de operación de la uni - dad y post-tratamiento. El flujo de salmuera es importante - debido a que afecta directamente la polarización de la concen - tración, lo cual puede resultar en esuciamiento de la membra - na. Como el agua producto está siendo extraída continuamente, el flujo de alimentación/salmuera sobre la superficie de la -

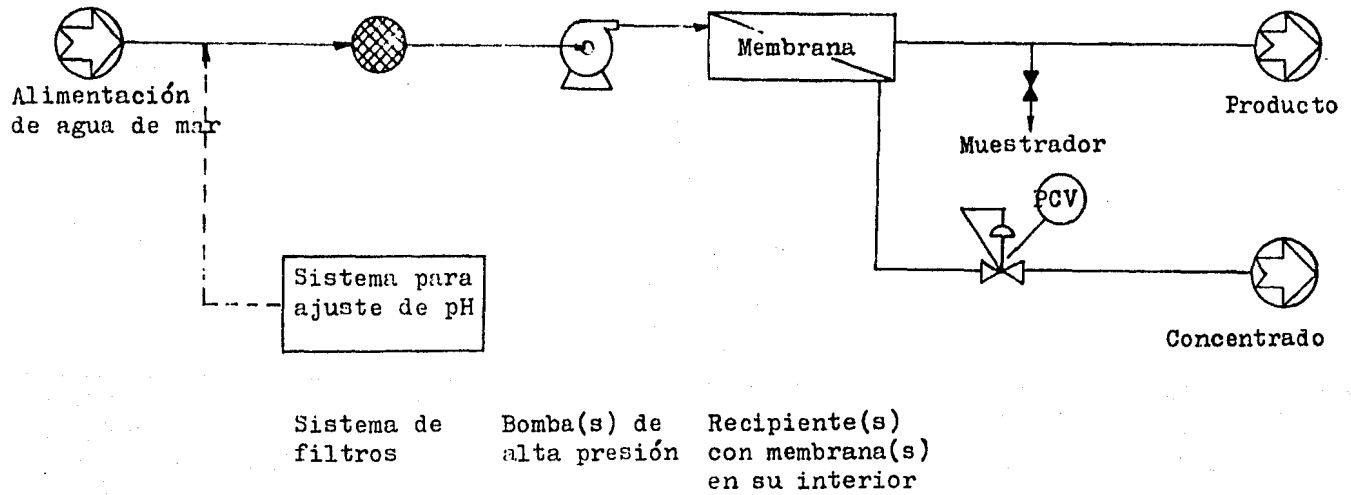


Fig. 2.24 Esquema del Sistema de Osmosis Inversa.

membrana es reducido. Si el flujo de salmuera cae suficiente mente, la polarización de concentración se incrementa y la -- precipitación de sales poco solubles puede ocurrir. El flujo de salmuera es controlado por arreglo de los recipientes a -- presión y módulos de un arreglo serie-paralelo semejando a -- una pirámide invertida, como se puede observar en la fig. 2.25.

Para obtener altas conversiones hay que tener el número ade-- cuado de pasos. Para ejemplificar ésto, tomemos un caso en - que se necesita 87% de conversión, por ser el agua muy escasa. Para lograr esta alta recuperación hay que hacerlo en tres pa-- sos. El primer paso recupera 50% del agua que le llega. Con-- sideremos una alimentación de 100 litros por minuto (por ra-- zón de simplicidad). Como al primer paso le llega el total - de los 100 litros, éste separa 50 litros como producto y man-- da como rechazo 50 litros, los cuales son la alimentación del segundo paso. El segundo paso recupera 50% de donde se obtie-- ne 25 litros como producto y 25 como rechazo. El tercero - - igualmente recupera 50% de los 25 litros originando 12.5 li-- tros como producto y 12.5 como rechazo. La suma total de los caudales de producto es 87.5 litros lo que es 87.5% de recupe-- ración de los 100 litros de alimentación. Después del primer paso, los pasos sucesivos deben tener un número adecuado de - tubos con el fin de mantener un flujo de alimentación por tu-- bo constante, todo ésto se ilustra en la figura 2.26.

Supongamos ahora un caso más real; se tiene un sistema con 4 permeadores en el primer paso y dos en el segundo paso. La - relación es 2:1. La conversión global de planta es del 80%.- A causa de la pérdida de presión y aumento en la presión osmó-- tica, cada permeador del segundo paso produce sólo el 90% de producto con respecto al producto del primer paso. Suponien-- do una alimentación de 100 LPM, el producto total será de 80 LPM y el rechazo (concentrado) de 20 LPM, al 80% de conver-- sión.

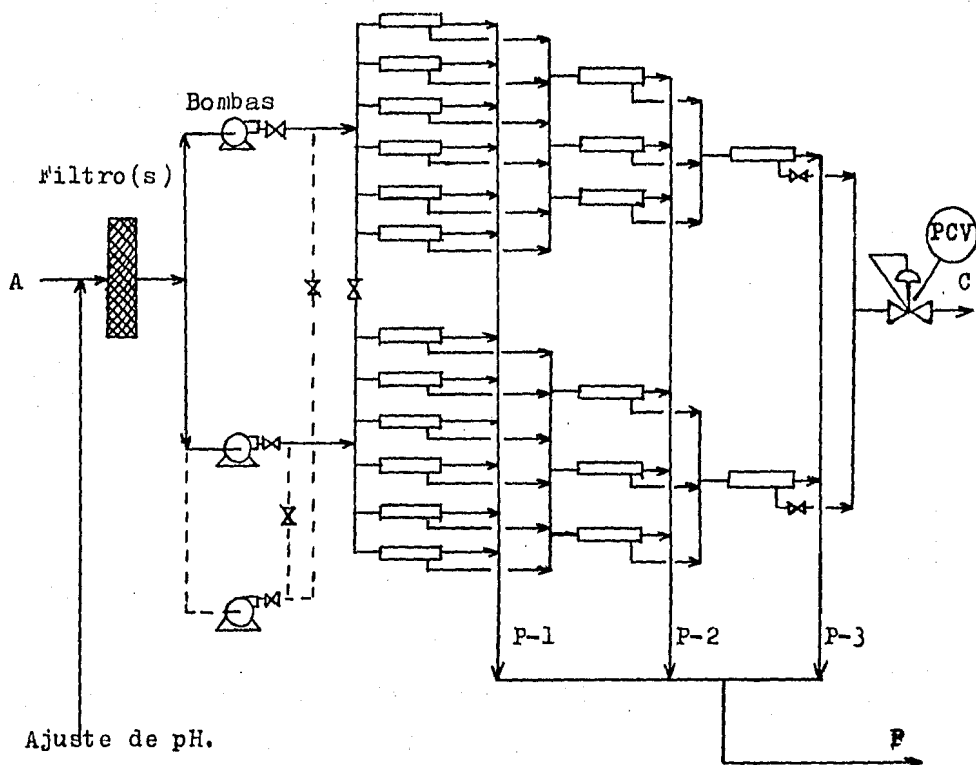


Figura 2.25 Arreglo detallado de un sistema OI, sistema de dos módulos de tres pasos, 2(6:3:1).
 A=Alimentación, C=Concentrado, P=Producto.
 P-1, 2 y 3 paso 1, 2 y 3 respectivamente.

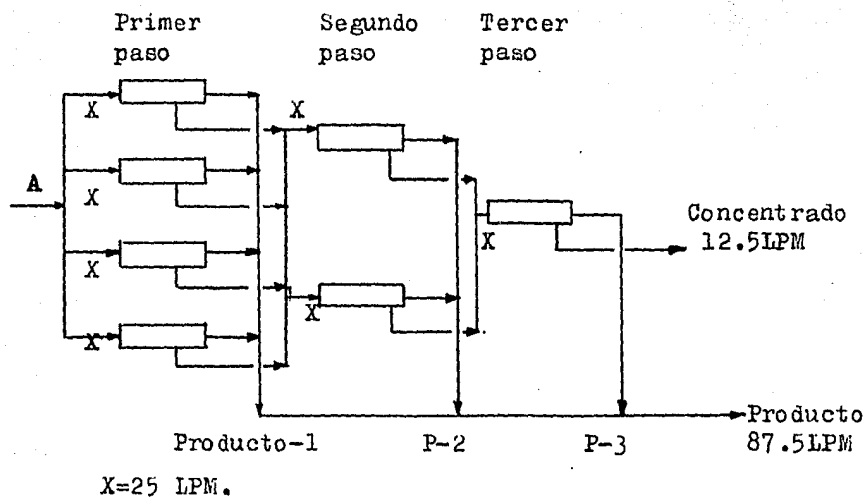
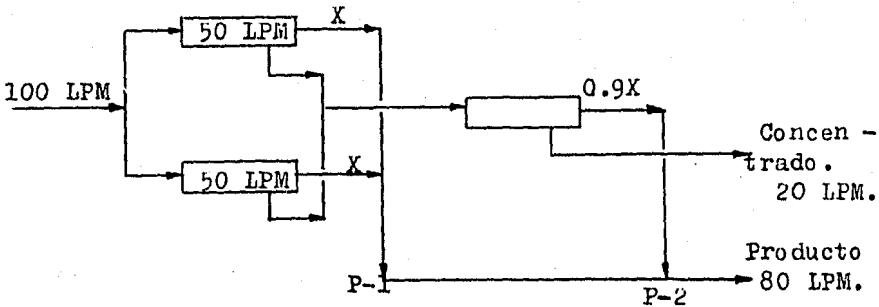


Figura 2.26. Sistema modular de membranas para OI, - tres pasos (4 : 2 : 1).



Algebraicamente

$$2(x) + 1 (0.90x) = 80$$

$$x = 27.58 \text{ LPM}$$

$$\text{Conversión Paso 1} = \frac{\text{Producto}}{\text{Alimentación}} = \frac{2.(27.58) \text{ LPM}}{100 \text{ LPM}} = 55.16\%$$

$$\text{Conversión Paso 2} = \frac{0.90 (27.58)}{100 - 2(27.58)} = 55.36\%$$

Es importante no confundir las etapas con los pasos. Si se requiere más recuperación, simplemente se añade más pasos de elementos en serie a la salmuera para convertir más agua en producto. En ocasiones, debido a las características de membranas, es necesario añadir una segunda etapa de bombeo con el fin de pasar el "producto" por otro módulo de OI. Algunas membranas nuevas extraen permeado hasta con 5 veces más pureza (membranas Ultradelgadas) empleadas en cartuchos de devanado en espiral del cartucho ROGA o TFC de UOP, eliminando pasos y etapas de bombeo, requiriendo por ello una menor inversión inicial.

Es importante la redundancia en el diseño. Por ejemplo, un

sistema puede diseñarse para ser alimentado por dos bombas de media capacidad trabajando en paralelo, con una bomba adicional de media capacidad para reposición.

Se requiere la redundancia adicional por el hecho de que estas unidades son esencialmente un ensamble de recipientes independientes a presión. Cualquier recipiente produciendo agua producto de baja calidad puede aislarse del resto del sistema y ser reparado mientras el resto del sistema continúa funcionando.

La salinidad del producto se incrementa con el tiempo. Por lo tanto, los sistemas son diseñados para producir inicialmente permeados cuyo contenido de sólidos disueltos es menor al permitido. Esto asegura que la calidad del agua producto se cumpla dentro de los límites de regulación. En un sistema diseñado apropiadamente, las membranas tienen una vida útil promedio de tres años.

En este proceso los módulos ocupan poco espacio, confiriéndole versatilidad en cuanto al tamaño de plantas, desde 1m^3 por día hasta $1'000,000\text{ m}^3$ por día.

2.4.1) PRETRATAMIENTO.

Al enfrentarse con el problema de diseñar un sistema OI que maneje agua de mar debe de tomarse en cuenta que dicha agua no es simplemente una solución de iones minerales; ya que contiene gases disueltos, agregados de complejos moleculares, y una amplia variedad de compuestos orgánicos -además, desde luego- todo tipo de materia suspendida, tal como muchas especies de coloides y grandes partículas minerales, compuestos orgánicos insolubles, y criaturas vivientes en rangos desde muy simples a muy complejos. Todo ellos interaccionando forma un sistema químico en equilibrio dinámico, que causa espu-

ma y turbiedad, y bajo ciertas condiciones deposición de sales complejas.

Las membranas poliméricas empleadas en OI no son capaces de manejar todas estas sustancias y de ello la necesidad imperante de el pretratamiento (el agua de alimentación a la OI debe pretratarse en casi todos los casos) con el fin de evitar incrustaciones y/u obstrucción de las membranas con materia en suspensión, así pues la función primordial de OI es el tratamiento de iones presentes en el agua.

Cuando se tiene la opción de selección de la fuente acuífera se debe utilizar el agua proveniente de la fuente más limpia. En el caso específico de las fuentes superficiales (como lo son lagos, ríos o mar) la perforación de un pozo playero puede disminuir notablemente el costo de la inversión y operación de equipo de pretratamiento. Un pozo playero equipado con una rejilla apropiada utiliza el lecho de grava y arena de la playa como un gigante y eficaz filtro de arena.

Filtros de Materia Coloidal. En muchos casos, sobre todo con aguas superficiales, sería incosteable tratar de operar con filtros de cartucho que se estén taponando constantemente. Para esos casos se ha recomendado instalar un filtro de arena y grava antes de los filtros de cartucho. Los filtros de este tipo se diseñan con un factor de flujo de no más de 200 litros por minuto por metro cuadrado de área seccional del filtro. Normalmente se diseñan dos o tres unidades para que que de la planta en operación mientras se retrolava uno de los filtros.

Filtros de Cartucho. Todas las plantas de OI deben tener filtros de cartucho antes de la bomba de alta presión. Los filtros de cartucho protegen la bomba contra cualquier partícula abrasiva que pueda dañarla. También protege a las membranas

contra el taponamiento u obstrucciones. El tamaño de los filtros de cartucho que se debe utilizar depende de la calidad de agua, y del tipo de membrana. Las membranas del tipo de fi-bra hueca, normalmente necesitan un filtro de cinco micrones, pero en muchos casos es necesario instalar filtros de un mi-crón. Las membranas del tipo espiral requieren filtros de 25 micrones, pero si el pretratamiento previo es deficiente, a veces hay que cambiárselos a filtro de 10 micrones. Para las membranas espirales normalmente se especifica un factor de diseño de 15 litros por minuto por cada cartucho de 25cm de largo. Otra manera de especificar el sistema de filtros de cartuchos es que tengan una caída de presión máxima de 2 psi cuando están limpios y manejando el gasto de diseño.

Desinfectantes. Cuando se tiene problemas de bacterias en el agua y se utilizan membranas de acetato, los fabricantes recomiendan se inyecte cloro o hipoclorito con el fin de obtener una concentración de cloro de 0.5 mg/ L (0.5 ppm) antes de alimentar a los módulos de Ol. El cloro no sólo protege las membranas de acetato contra ataque bacterial, sino que al ma-tar las bacterias, el residuo orgánico tiende a pegarse menos a las membranas y es más fácil de limpiar. Debe tenerse cui-dado puesto que altas concentraciones de cloro dañan las mem-branas de acetato.

Las membranas de tipo poliamida (material de fabricación de fi-bras finas huecas) tienen poca o ninguna tolerancia al clo-ro libre. El cloro se remueve por adición de bisulfito, o co-n filtros de carbón activado, con respecto a este equipo cabe mencionar que su función dentro del pretratamiento no es fi-ltrar sólidos en suspensión, sino por un proceso de adsor-ción eliminar o reducir otros contaminantes del agua como lo son: olor, sabor y compuestos orgánicos, y en algunos casos co-lor, estos "filtros" asimismo disminuyen turbiedad. En el ca-so de plantas de agua de mar con toma abierta se adiciona -

un biocida como el sulfato de cobre para matar algas y moluscos.

Anti-Incrustante. Todas las plantas de OI deben operarse con adición continua de anti-incrustante. El hexametáfosfato de sodio es el más conocido y económico de estos reactivos. El tanque de hexametáfosfato debe estar limpio, tener cubierta y un pequeño agitador operando continuamente.

Acido Sulfúrico. La composición de las membranas de acetado de celulosa requieren un PH de entre 5 y 6, de lo contrario - la descomposición de la membrana por hidrólisis es acelerada, ésto ocurre a niveles muy altos o muy bajos de PH, en dichos casos se dice que la membrana se hidroliza, ésto consiste en una reacción química la cual revierte el acetato de celulosa como un resultado de la pérdida de los grupos acetyl (desacetilización del polímero) (8) lo que lleva a la pérdida de las características deseadas de la membrana. La velocidad mínima de hidrólisis ocurre en un PH de entre 4-6, como se puede ver en la figura 2.27. Los dos parámetros más importantes de - - transporte que son los coeficientes de permeabilidad tanto de la sal como del agua, los que se modifican con esta reacción, aumentando para la sal y disminuyendo para el agua, por tanto la membrana se hace menos selectiva. Asimismo el tiempo de - vida máximo de membrana se logra en este rango de operación. Se ha encontrado (8) que la hidrólisis con respecto al tiempo, a valores constantes de PH, sigue una cinética de reacción de primer orden, el análisis dimensional de la constante de velocidad de reacción de orden enésimo es; $(\text{tiempo})^{-1} (\text{concentración})^{1-n}$, por tanto para una reacción de primer orden las unidades de esta constante serán simplemente las de la dimensión $(\text{tiempo})^{-1}$. La figura 2.27 muestra la variación de los valores de hidrólisis, mediante la esquematización de la constante de reacción con respecto al PH y a diferentes temperaturas.

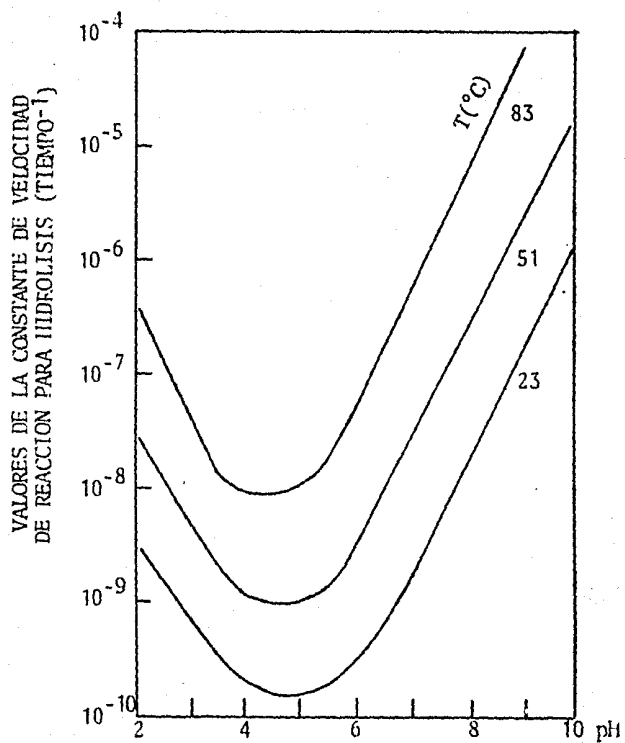


Figura 2.27 HIDRÓLISIS DE LA MEMBRANA DE ACETATO DE CELULOSA

Las membranas más recientes de poliamida no requieren control de PH; sin embargo la adición de ácido sulfúrico (5ppm) se ha hecho necesaria para evitar la incrustación de carbonato de calcio, que en las membranas de fibra fina hueca representa un verdadero problema. Se prefiere un límite de temperatura de entre 18-29°C.

Nuevamente se recuerda que todo el pretratamiento tiene un costo considerable, por lo que siempre debe tenerse en consideración el pozo de playa. En el caso de que la planta se sitúe en una plataforma marina lo usual es diseñar una toma a media agua con rejilla de acero inoxidable y seguir con varias etapas de filtración.

2.4.2) POSTRATAMIENTO.

La reacción de ácido sulfúrico con los carbonatos del agua forman gas carbónico el cual se disuelve en el agua como ácido carbónico. Aunque éste le da un agradable sabor al agua como el agua mineral, el ácido carbónico es sumamente corrosivo y ataca las tuberías, tanque y equipo que sea de acero al carbón. Por esta razón, casi siempre, o se pone toda la tubería de PVC y tanque de concreto, o se instala un simple descarbonatador para remover el gas CO_2 inmediatamente después del equipo de OI. El descarbonatador puede ser un tubo de fibra de vidrio o de PVC de 5 metros de longitud montado verticalmente. El diámetro requerido varía según el flujo del producto, de tal modo que se obtenga (46 GPD) / (Pulgada cuadrada de sección transversal) constantes. A este tubo hay que instalarle un pequeño ventilador a una altura de un metro del piso para barrer el CO_2 . El ventilador se dimensiona utilizando un factor de diseño de 2 pies cúbicos por minuto por cada gpm a una presión de descarga de dos pulgadas de agua de presión estática. Con el fin de obtener buen contacto entre el aire y el agua dentro del descarbonatador, éste se rellena

con un material de empaque adecuado, (anillos, monturas, etc), se pueden fabricar estos empaques con tubo de PVC o fibra de vidrio de 1 1/2 pulgadas con una longitud de 3/4 de pulgada.- El siguiente esquema muestra un arreglo general de un descarbonatador.

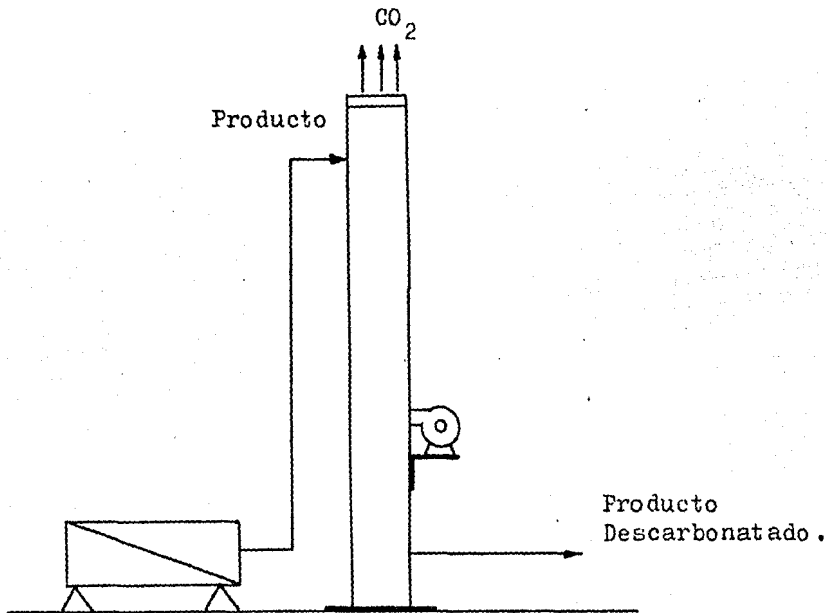


Figura 2.28
OI y Descarbonatador.

Algunas plantas de agua potable pasan su producto por un filtro de carbón activado para mejorar el sabor y color, otras también controlan y dosifican hipoclorito para mantener una concentración en el tanque de producto de 0.25 - mg/L como cloro activo.

2.4.3.) INSTRUMENTACION Y CONTROL NORMAL.

Los componentes principales de una instalación de OI son el sistema de pretratamiento incluyendo la dosificación de químicos, la sección de bombeo de alta presión, la sección que comprende los módulos de membrana, la tubería de interconexión, la instrumentación y suministro de potencia así como el pos-tratamiento o acondicionamiento del producto agua. El más importante de éstos es ciertamente la sección de módulo de membrana. Para una instalación de agua salobre el costo (18) de membrana es aproximadamente el 25% del costo de la instalación total, para agua de mar representa el 35%. Debido a - - ésto aquí se discute la instrumentación para esta sección de membrana. La instalación de manómetros antes y después del filtro de cartucho se hacen indispensables, ya que una caída de presión indicará la necesidad de cambio del cartucho. La instrumentación y control normal consiste en:

- 1) Sistema de válvula para aislar un sistema corriente, arriba, medidor de presión también corriente arriba del filtro.
- 2) Medidor de presión entre el filtro y la bomba.
- 3) Control de presión a la descarga de la bomba; el control de presión no será necesario si se puede seleccionar una bomba la cual no exceda la presión de descarga requerida - en caso de cambio de las tres variables, a) presión de succión, b) cantidad de producto (flux) y c) cantidad rechazada (la que depende del % de conversión). Debido a que ésto no es práctico, en una bomba centrífuga el control se logra instalando una válvula a la descarga (la válvula de bola es la más económica) y la precisión (ajuste) fina se logra instalando una pequeña válvula controladora de presión (dimensionada para manejar el 10% del flujo total) en línea de by-pass la cual retorna a la succión de la bomba,

el by-pass se coloca corriente arriba de la válvula de des carga. A menos que la capacidad de presión de la bomba se leccionada sea normalmente mayor a la presión de operación requerida, un interruptor de alta presión será suficiente para protección por sobre presión.

- 4) Adicionalmente a los mencionados previamente, deben locali zarse medidores de presión entre la bomba de alta presión y permeadores (corriente abajo de cualquier control), en - la línea de rechazo entre el permeador y la válvula de con trol, y en la línea del producto.
- 5) Medidores de flujo de producto y rechazo. Esto se logra - mediante rotámetros.
- 6) Válvula de control de flujo de rechazo. En una planta de permeador simple, una válvula de acero inoxidable tipo agu ja será lo más práctico. Esta válvula, sin embargo, está sujeta a incrustaciones y deposiciones. En plantas gran- des dará buenos resultados el ajuste manual.

Fuera de estas circunstancias debe instalarse una válvula controladora de presión dado que una caída de presión ce-- rrará la válvula, no permitiendo que se concentre el flujo del permeador. Lo cual causaría una operación del permea- dor del 100% de conversión provocando precipitación, in- crustación, etc.

- 7) Interruptor de baja presión en la línea de rechazo del per meador, su localización protege, en este punto, al sistema de cualquier mal funcionamiento, el cual disminuiría el -- flujo de agua. Esto puede ser taponamiento del filtro, -- mal funcionamiento de la bomba u obstrucción de los permea- dores.

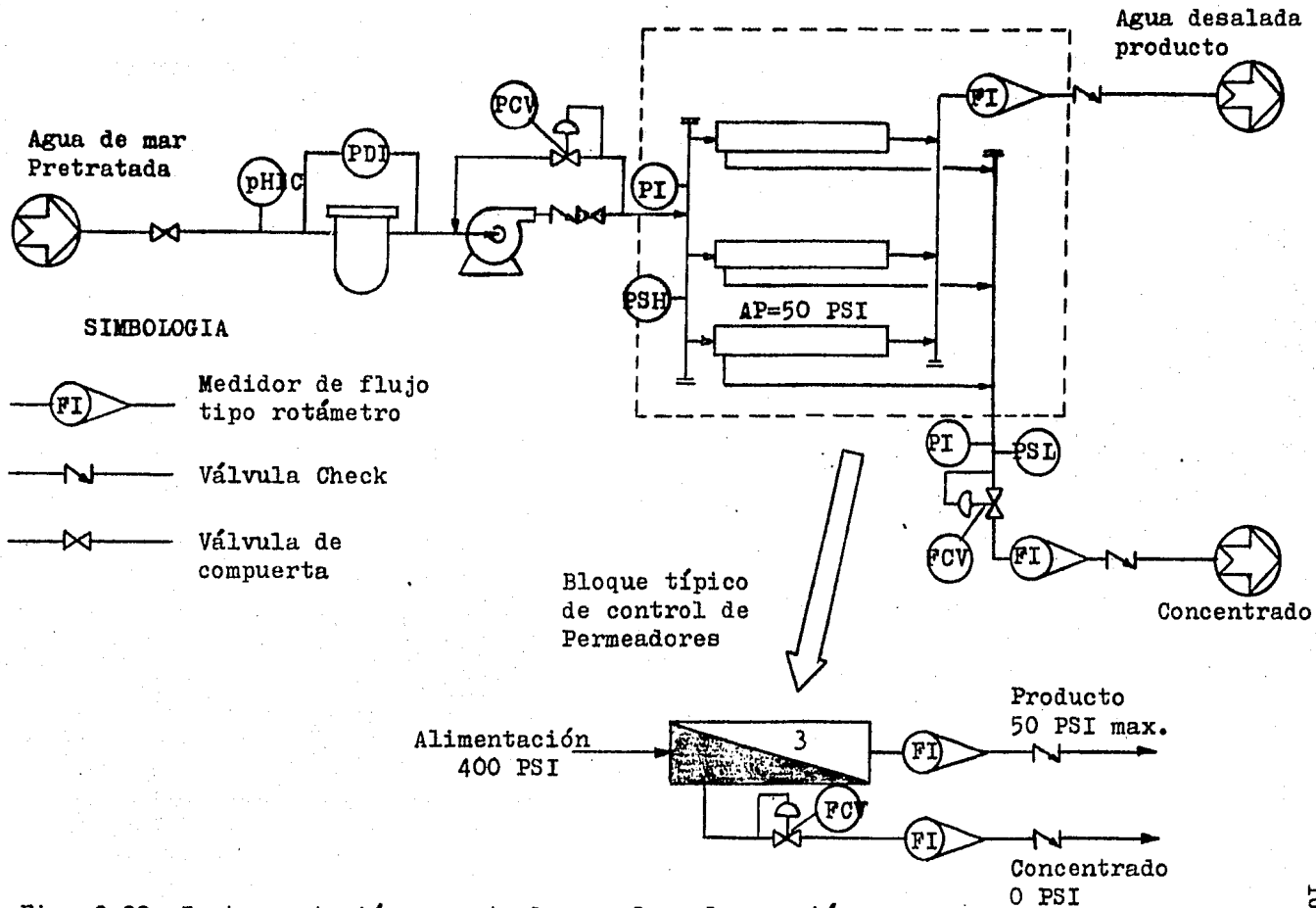


Fig. 2.29 Instrumentación y control normal en la sección de membrana del proceso de Osmosis Inversa.

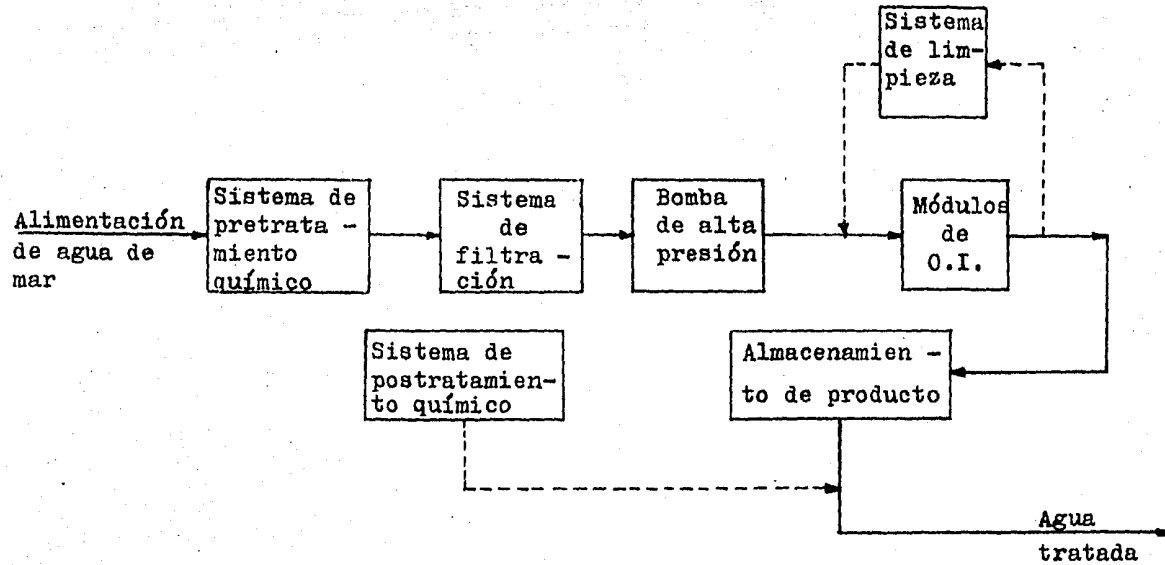
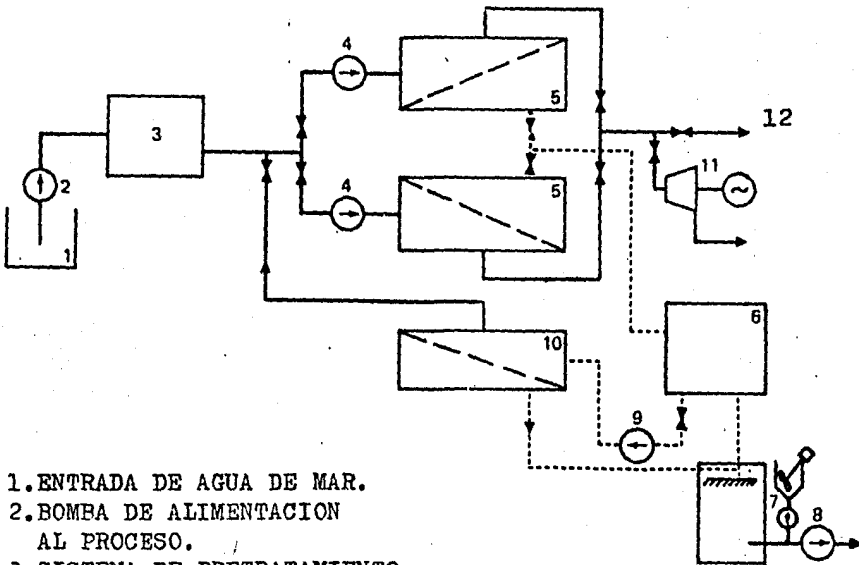


Fig. 2.30 Diagrama de bloques general para el proceso de Osmosis Inversa.

2.4.4.) SISTEMA DE OSMOSIS INVERSA CON RECOBRO DE ENERGIA.

Conforme se incrementa el gasto del producto (agua tratada) - hasta ser considerable en un sistema de OI, vale la pena considerar la posibilidad de la instalación de una turbina para recobrar energía que de otra forma se perdería. Esto es posible aprovechando la presión de salida de la corriente de re--chazo para accionar una trubina, la que a su vez accionará motobombas y generará energía eléctrica mediante un sistema que para ello existirá dentro del mismo proceso, la figura 2.31 - es un esquema típico general de este sistema.

AGUA DE MAR —————
 AGUA TRATADA - - - - -



1. ENTRADA DE AGUA DE MAR.
2. BOMBA DE ALIMENTACION AL PROCESO.
3. SISTEMA DE PRETRATAMIENTO.
4. BOMBAS DE ALIMENTACION DE ALTA PRESION.
5. TREN DE MODULOS DE OSMOSIS INVERSA PARA AGUA DE MAR.
6. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO AGUA.
7. SISTEMA DE POSTRATAMIENTO (DESCARBONATADOR Y NEUTRALIZADOR).
8. BOMBA DE AGUA PRODUCTO.
9. BOMBA DE ALIMENTACION DE ALTA PRESION PARA LA SEGUNDA ETAPA (OPCIONAL).
10. TREN DE MODULOS PARA LA SEGUNDA ETAPA DE OI.
11. PAR TURBINA GENERADOR PARA RECOBRO DE ENERGIA.
12. CONCENTRADO.

Figura 2.31 SISTEMA DE OSMOSIS INVERSA
 CON RECOBRO DE ENERGIA.

CAPITULO III

SELECCION DE EQUIPO

Los componentes de el módulo de OI deben ser cuidadosamente ponderados ya que su vida útil con un diseño correcto debe de ser de muchos años a pesar de que por necesidad operan en un ambiente sucio, incrustante y corrosivo.

Elementos de Membrana de OI. Su selección es fundamental, la experiencia en plantas de OI de todo el mundo ha demostrado que la membrana de tipo espiral tolera aguas con mucha más materia coloidal y sales incrustantes que el tipo de fibra hueca. En la membrana hueca es posible obtener altas velocidades hidráulicas y turbulentas que logran arrastrar gran parte de la materia coloidal. La fibra hueca delgada no puede lavarse a estos flujos tan altos, ya que a altas velocidades, los flujos turbulentos rompen las delicadas fibras huecas. Por tanto se selecciona el elemento espiral de acetato de celulosa debido a las razones técnicas mencionadas.

Bomba de Alta Presión. Este equipo es el corazón de OI, una bomba bien seleccionada puede durar hasta cinco años con mantenimiento mínimo. Para plantas de OI procesando agua de mar las presiones convencionales de 700 - 850 psi y el gasto de la planta son las variables de diseño. Para este tipo de agua los diseñadores recomiendan bombas con carcasa de bronce aleado con aluminio, o una bomba de acero inoxidable debido a

que el agua de mar es altamente corrosiva por la presencia de sales ionizadas. Para plantas grandes se deben considerar -- bombas que utilicen recuperación de energía.

Arreglo de Membranas. Los arreglos influyen en la recuperación, la alta recuperación no sólo ocasiona problemas de alta concentración de sales en la capa límite, sino que puede disminuir el flujo de rechazo por debajo de los límites hidráulicos de diseño. Las membranas deben ser instaladas de modo -- que combinen elementos en serie y en paralelo, para acomodar los flujos deseados en la alimentación y producto, y la máxima recuperación. Todas las membranas tienen un flujo máximo de entrada de alimentación y un flujo mínimo de salida de con centrado. Los diseños y operación deben tener en cuenta ésto. Las nuevas membranas que están operando en México lo están ha ciendo a flujos de operación de hasta 80 gpm por tubo (con un flujo de producto por tubo de más de 40 gpm).

Los fabricantes de membrana recomiendan operar cerca del lími te superior de flujo por elemento. Dicha recomendación se -- basa en el hecho de que las plantas así operando, tienen me-- nos problemas de incrustación y taponamiento que aquellas que se operan a bajos flujos. Asimismo se recuerda que estos ele mentos deben ser instalados en recipientes a presión.

Tuberías de Alta Presión. En las plantas convencionales las tubería normalmente son de acero inoxidable, ya que como se -- sabe el agua de mar es altamente corrosiva y con este mate- - rial se logra que la corrosión sea lenta, obteniéndose así -- una vida útil de la planta más grande.

Válvulas. Las plantas se diseñan con una válvula Check en la descarga de la bomba de alta presión para evitar que el flujo regrese y pueda levantar los filtros de cartucho. También se utiliza una válvula de control en la descarga de la bomba de

alta presión. Esta controla la presión de entrada a OI según se van ensuciando los permeadores o cambia la temperatura del agua. La válvula más importante en todo el sistema es la válvula de control de rechazo. Dicha válvula de rechazo controla la recuperación del sistema y por lo tanto la concentración y saturación de sales en la salmuera concentrada que sale por el rechazo.

Instrumentación y Control. La instrumentación de una planta de OI varía desde instrumentación automática a control con microprocesadora. Como mínimo una planta OI debe tener un manómetro de entrada y una manera de medir la presión diferencial del sistema (la cual se puede medir con el mismo manómetro de entrada si se equipa con una válvula de dos vías, o con un manómetro especial de presión diferencial). También debe tener rotámetros o medidores electrónicos de flujo para determinar caudales de producto y de rechazo, y poder vigilar la recuperación de diseño en todo momento. Para todas las plantas industriales se recomienda un medidor de PH en línea con alarma o paro por alto o bajo PH. Para plantas pequeñas el medidor de PH puede ser portátil, pero la verificación debe ser muy frecuente como para evitar riesgo de incrustación y/o de hidrólisis, según el tipo de membrana. Asimismo se recomienda un medidor de conductividad en línea para plantas industriales y portátil para plantas pequeñas. Otro detalle que puede ser importante es instalar un aditamento, que permita la inspección visual del grado de turbidez lo que indica la concentración de sales en el rechazo; que consiste en una sección de vidrio que se coloca entre dos bridas después de la válvula de rechazo. Cabe mencionar aquí que la turbidez es causada por cualquier impureza insoluble finamente dividida que se encuentra suspendida en el agua, de acuerdo a la décima primera edición (1960) de Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater "El método estándar para la determinación de turbidez será el método de Jackson de bujía"; en el -

turbidímetro Jackson las turbideces se determinan a partir de la profundidad de una capa de agua a través de la cual la llama de una bujía deja de percibirse cuando se ve a lo largo de un tubo de cristal. Algunas de esas profundidades y las correspondientes turbideces son las siguientes:

72.9 cm \equiv 25 J.T.U. (Unidad Jackson de Turbidez)

39.8 cm \equiv 50 J.T.U.

2.3 cm \equiv 1000 J.T.U.

Las bombas de alta presión deben tener un interruptor que las pare por baja presión en la succión. En las plantas de agua salobre, el interruptor debe de estar calibrado para que dispare cuando la presión en la succión de la bomba de alta presión sea menor a 8 psig. Si se tienen problemas de succión, se debe (n) instalar bomba (s) de apoyo.

CAPITULO IV

PERFIL DE LOS METODOS ALTERNOS DE
DESALACION DE AGUA DE MAR

No obstante que más de las dos terceras partes de la superficie terrestre es agua líquida, menos del 1% es potable y este valor no es constante, decreciendo rápidamente. La escasez creciente de agua de buena calidad está obligando a los países áridos como México, a aplicar técnicas de desalación, para poder utilizar aguas con un contenido de sales mayor que el aconsejable para usos potable, industrial o agrícola. Se observa que a nivel mundial la tendencia ha sido desarrollar métodos de desalación que emplean agua de mar como alimentación por ser un vasto recurso (ver fig. 4.1).

Toda agua, incluso el agua potable contiene sales. El agua potable con un contenido de sales de 500 ppm se considera como aceptable por la mayoría de las autoridades a nivel mundial.

En México, el desbalance en la distribución de la población agrava el problema. Las ciudades del centro y la zona norte están habitadas por un 60% de la población total y sólo tienen el 12% de los recursos acuíferos. En contraste, el sudeste de México tiene tan sólo el 8% de la población total en sus ciudades y tienen el 40% de los recursos de agua.

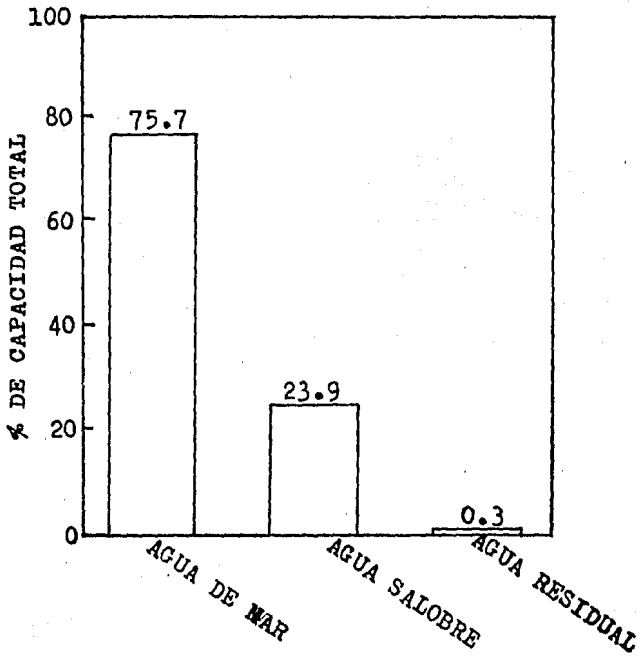


FIG.4.1. Plantas Desaladoras en el mundo
(agrupadas de acuerdo al agua de
alimentación).

Ref. 19

En nuestro país se han empleado principalmente tres procesos de desalación: dos de ellos son procesos de evaporación (Flash Multietapa (MSF) y Comprensión de Vapor (VC) para agua de mar y el tercer método es la Osmosis Inversa (OI) para aguas salobres o de mar.

En esta parte del trabajo nos enfocaremos principalmente a estos tres procesos y se dará un perfil de lo que ha ocurrido con ellos en forma global en México.

La Dirección General para el Aprovechamiento de Aguas salinas y Energía Solar está jugando un papel importante en la desalación de aguas para suministrar agua de buena calidad. Este es el inicio de la Comisión de Aguas Salinas que se fundó en 1971, la cual llega a formar parte de la entonces Secretaría de Asentamientos Humanos y Obras Públicas (ahora SEDUE) y que publicó sus primeros trabajos en 1977. La parte de aprovechamiento de Energía Solar se integró en 1978 para formar la presente Comisión. Hasta la fecha se han instalado, o están en proceso de instalación, más de 40 plantas de OI, localizadas en nueve estados: (Baja California Norte y Sur, Sonora, Coahuila, Nuevo León, Tamaulipas, Zacatecas, San Luis Potosí y Quintana Roo), todos ellos son estados áridos o costeros.

La comisión tiene 51 plantas de desalación incluyendo solares y experimentales en operación. Ellas producen alrededor de $8000 \text{ m}^3/\text{día}$, suficientes para hacer frente a la demanda de 85000 personas de varias comunidades rurales.

La legislación de Noviembre de 1980 puso todos los sistemas de agua potable en manos del Estado y autoridades municipales.

4.1. BREVE DESCRIPCION DE LOS PROCESOS.

4.1.a. FLASH MULTIETAPA (Fig. 4.2). El agua de mar es presurizada y calentada a la temperatura máxima de operación de la planta. Cuando el líquido caliente se introduce a una cámara que opera a una presión ligeramente abajo de la presión de saturación del agua, una fracción de esta agua se flashea (cambia de fase en forma instantánea) produciendo vapor. El vapor formado es limpiado de gotas suspendidas de salmuera al pasar a través de un eliminador de niebla y condensa en la superficie exterior de transferencia de calor de los tubos del condensador. El líquido cae en forma de gotas a las charolas recolectoras como agua producto caliente. La salmuera sin flashear entra en la segunda cámara o etapa donde se flashea para dar más vapor a una temperatura menor, produciendo una cantidad adicional de agua producto. Simultáneamente, el destilado de la primera etapa pasa a la charola de destilado de la segunda etapa, cediendo algo de su calor y por lo tanto su temperatura disminuye. El proceso de flasheo-condensación es repetido en cada una de las etapas, hasta que la salmuera y el destilado son enfriados totalmente y sacados de la planta como salmuera de rechazo y producto, respectivamente.

Es práctica común el recircular una fracción de la salmuera de rechazo, después de haberla mezclado con agua de alimentación y se hace con la finalidad de extraer una cantidad adicional del agua contenida y aprovechar el contenido calorífico de la misma. La corriente de recirculación fluye a través del interior de los tubos que condensan el vapor en su exterior en cada una de las etapas, aprovechando así el calor latente de condensación. De esta manera, la salmuera entrante se precalienta y posteriormente se lleva hasta la temperatura máxima de operación del proceso en un calentador de salmuera principal, el cual usa vapor de una fuente externa.

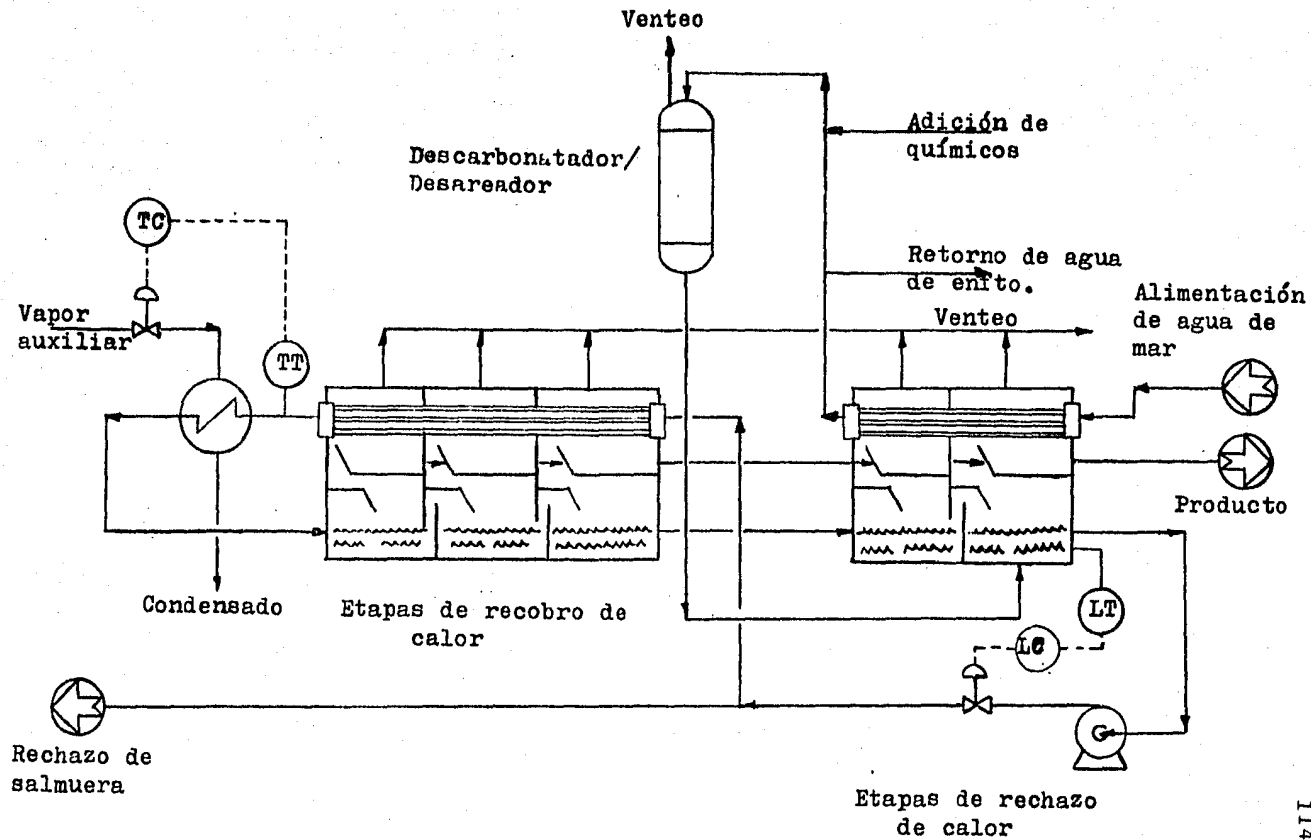


Fig. 4.2 Diagrama de flujo de proceso de una planta MSF, (Ref. 19).

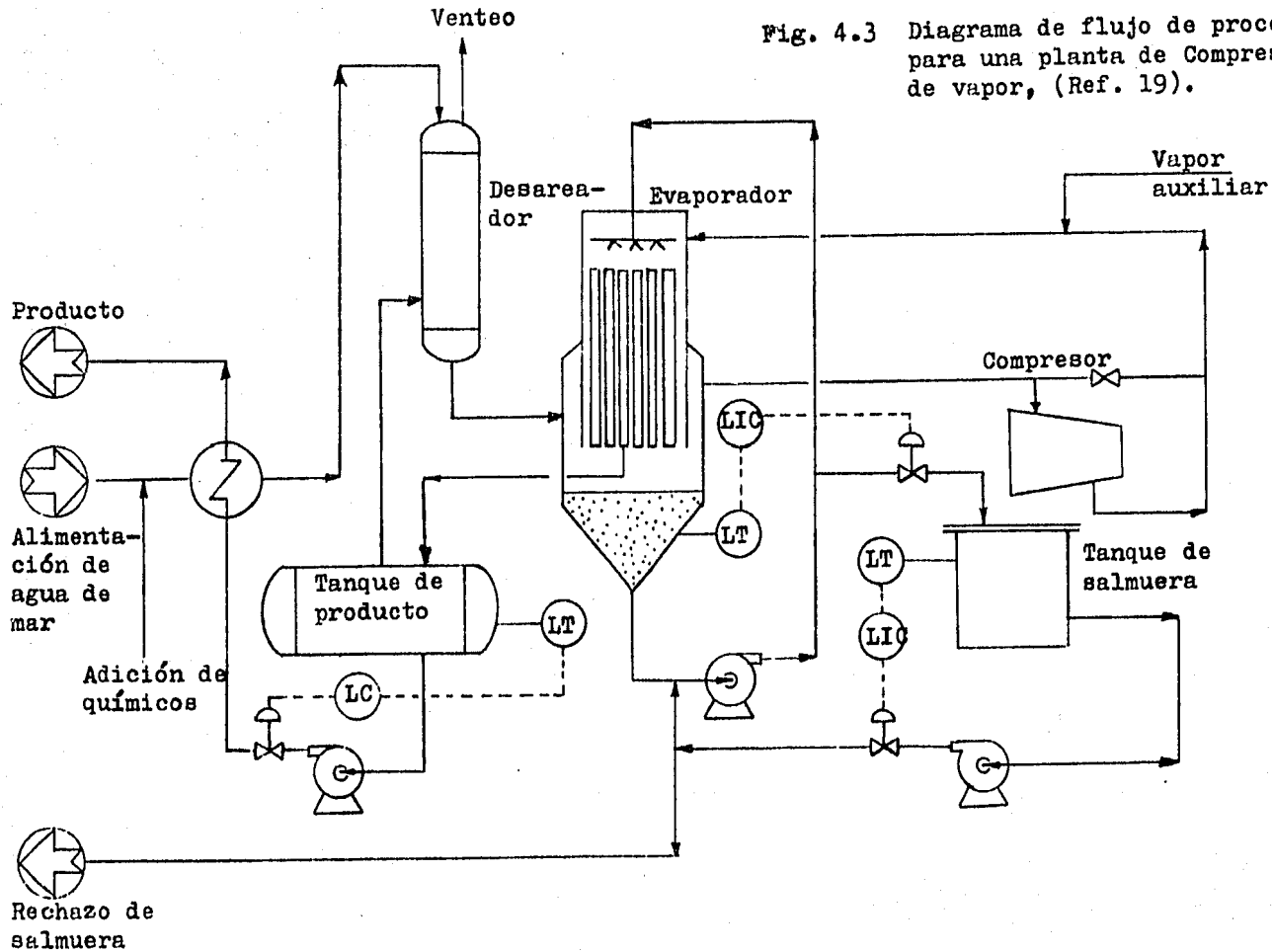
El MSF ha demostrado ser la técnica que da mejores resultados para la desalación de grandes volúmenes de agua. En nuestro país la primera planta de este tipo se instaló en Rosarito, cerca de Tijuana. Dicha planta fue construida por una compañía Norteamericana con asistencia técnica del Departamento del Interior de los Estados Unidos, hoy en día conocida como la Oficina de Aguas Salinas (OSW), esta planta tiene una capacidad de producción de $28400 \text{ m}^3/\text{día}$ de agua desalada usando vapor de una estación local de energía eléctrica. Esta planta ayuda al suministro de agua de Tijuana y al mismo tiempo fue la construcción más grande del mundo, hasta 1982.

La Comisión de Aprovechamiento de Aguas Salinas y Energía Solar construyó su primera planta de MSF en Punta Abreojos, Baja California Sur, en 1972. Esta planta tiene una capacidad de producción de $100 \text{ m}^3/\text{día}$ de agua desalada y la obtiene a partir de agua de mar. Otra de mayor tamaño de $300 \text{ m}^3/\text{día}$ fue instalada en Bahía de Tortugas, Baja California Sur.

El éxito de la Comisión en la tecnología de MSF puede ser juzgado del hecho de que logró un contrato de la Comisión Federal de Electricidad, (CFE) en un concurso de tipo internacional para dos plantas que suministran $226 \text{ m}^3/\text{día}$ de agua de mar purificada a una caldera de alta presión en la termoeléctrica de Punta Prieta, estación que está localizada cerca de la Paz y otra de $100 \text{ m}^3/\text{día}$ que se encuentra operando en Pichilingue, La Paz.

4.2.b. COMPRESION DE VAPOR (Fig. 4.3). A diferencia del MSF, la VC opera más en forma mecánica que con energía calorífica. El principio de operación de la VC es similar al MSF, la diferencia principal es que el vapor producido por la evaporación de la salmuera dentro de los tubos no

Fig. 4.3 Diagrama de flujo de proceso para una planta de Compresión de vapor, (Ref. 19).



se condensa en un condensador por separado o en un efecto sucesivo. En su lugar se permite que salga el vapor de -- los tubos y se retorna por un compresor al lado de la cora za del evaporador que originó dicho vapor, donde ésta con-- densa sobre los tubos proporcionando su calor latente pa-- ra evaporar una porción adicional de la salmuera. La ener-- gía para la evaporación no es tomada de una fuente prima-- ria de vapor de calentamiento como en los procesos MSF, si no del Compresor de Vapor. Este último eleva la temperatu-- ra del vapor que sale de los tubos del evaporador por su -- acción de compresión, suministrando así la fuerza acciona-- dora para la transferencia de calor del vapor a la salmuera. Como en el caso de las plantas de MSF, la salmuera es lle-- vada desde la parte inferior del evaporador hasta el dis-- tribuidor en el domo, en ese orden para mojar los tubos y alcanzar el grado de evaporación deseado. La eficiencia -- térmica del proceso es mejorada por la transferencia del -- calor residual del producto y la salmuera de rechazo a la corriente de alimentación entrante.

Al arranque de los procesos de VC se requiere de cierta -- cantidad de vapor de calentamiento y ya cuando el proceso está operando en forma continua lo hace en forma mecánica; la energía que utiliza el sistema lo toman de la bomba de salmuera y del compresor de vapor, los cuales operan con -- energía eléctrica. Las plantas de VC han demostrado ser -- eficientes para volúmenes pequeños de agua de mar. Ellas tienen la ventaja de que son mucho más compactas que las -- plantas MSF.

En México, la Comisión de Aprovechamiento de Aguas Sali-- nas ha importado varias Unidades de este tipo, las cuales están operando en Baja California. Se construyeron e ins-- talaron otras siete con capacidades que varían de 60-100 -- m³/día de agua desalada en Baja California, Tamaulipas y --

Quintana Roo. Estas últimas fueron diseñadas por la misma comisión. La innovación de las plantas de CV es que se -- puede utilizar plásticos y fibra de vidrio en algunas de -- sus partes para eliminar la corrosión.

De hecho, la corrosión y la incrustación son los principales problemas que se tienen en las plantas MSF y CV.

El agua de mar tiene que ser pretratada químicamente para reducir las deposiciones de carbonato en los intercambiadores de calor. La Comisión está usando como material de -- construcción una aleación a base de Cobre-Níquel en sus -- plantas MSF para evitar la corrosión hasta donde sea posible.

4.1.c. La Osmosis Inversa es el tercer método de desalación, la cual hace uso de las propiedades de una membrana. En ella, una solución de sal es separada del agua pura por una membrana semipermeable selectiva, que permite el paso del agua pura pero no permite el paso de la sal. Las membranas vienen en varios materiales, formas y tamaños. El material tradicionalmente usado es el acetato de celulosa y las formas pueden ser tubos huecos, sistemas de placas planas y hojas de devanado en espiral.

Las características de las plantas de OI se han discutido ampliamente en capítulos anteriores, razón por la cual -- aquí ya no se discuten sus aspectos técnicos.

Las desaladoras de OI son menos caras, son más compactas y no requieren de mucha infraestructura. La simple conexión a la toma de corriente eléctrica es suficiente para poner -- en funcionamiento la bomba de alta presión, la cual es la responsable de hacer pasar la solución salina a través del módulo de membranas. Las plantas de OI tienen la desventaja

ja de que requieren de un pretratamiento mucho más sofisticado que los otros dos procesos, el cual usa ácido sulfúrico y hexametáfosfato de sodio para impedir la corrosión de la membrana por carbonato y sulfato de calcio.

La comisión ha construido 19 desaladoras pequeñas de OI -- con capacidad de 15 m³/día de agua producto cada una. Estas unidades por ser pequeñas tienen la ventaja de que pueden ser montadas en trailers y transportadas a las comunidades rurales, Zonas Costeras, Plataformas marinas de producción; después de un estudio de factibilidad apropiado.

El método de desalación que se empleará en un lugar específico depende de un análisis riguroso de un grupo de variables. Estas incluyen la cantidad de agua requerida como producto (Fig. 4.4.); características del agua a desalar -- en ppm de sólidos totales disueltos (Fig. 4.5), tecnologías existentes para este propósito (Fig. 4.6), disponibilidad de energía en función de los requerimientos de éstos (Tabla 4.1), costos probables de equipo y de operación; -- estos últimos se analizan en el capítulo VI.

La Comisión para el Aprovechamiento de Aguas Salinas cuentan con una sección completa dedicada a estudios para realizar obras sociales, estudios económicos y estudios técnicos de comunidades con problemas de agua, ésto es con la finalidad de utilizar el sistema de desalación más apropiado.

El mercado internacional para plantas de destilación ha sido dominado por Gran Bretaña y Estados Unidos, aunque casi todas las unidades grandes han sido hechas por la U.S. -- Office of Saline Water. Los países de Medio Oriente han sido los principales compradores de plantas grandes de destilación. Kuwait, por ejemplo, obtiene toda su agua para

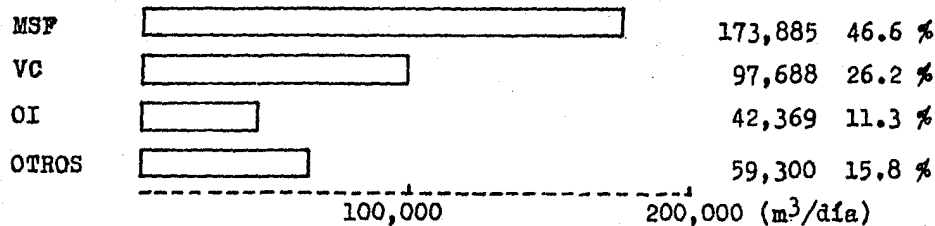
consumo de 20 plantas grandes de MSF aproximadamente.

Algo importante que debe ser mencionado para el caso de -- nuestro país, es que México no intenta ser un innovador -- técnico en desalación de agua de mar, sino más bien un -- adaptador de la tecnología existente para cubrir sus necesidades cuando alcance su autosuficiencia en construcción.

Las tablas 4.3, 4.4 y 4.5 fueron tomadas de el Informe que emite la Dirección General para el Aprovechamiento de -- Aguas Salinas y Energía Solar, proporcionado por el Inge--niero Javier Sánchez Mejorada, Jefe del Departamento de Desarrollo e Investigación en la Subdirección de Aguas Salinas del Instituto SEDUE; dicho informe es para el año de -- 1984 y muestra en forma general el estado actual de la Os--mosis Inversa en México.

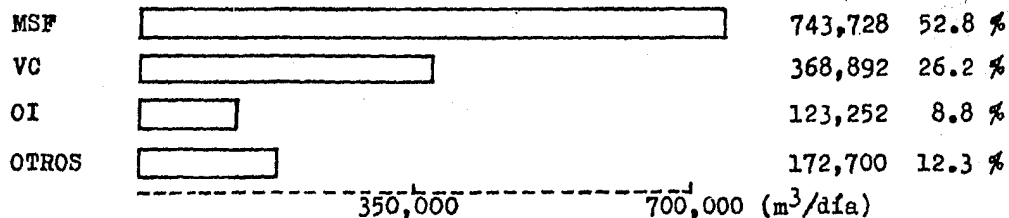
El analizar las tablas 4.3 a 4.5 nos lleva a comprender la importancia que tiene el agua de mar como alimentación en un proceso de desalación (aproximadamente el 64% del agua desalada por todos los procesos en toda la República Mexi--cana proviene del mar).

PROCESOS



a).- Plantas con capacidad de 0 a 1,000 m³/día.

PROCESOS



b).- Plantas con capacidad de 0 a 5,000 m³/día.

Fig.4.4.- Porcentajes que ocupan los procesos en la desalación de agua de un grupo seleccionado de plantas, datos para octubre de 1984.
(Ref. 20)

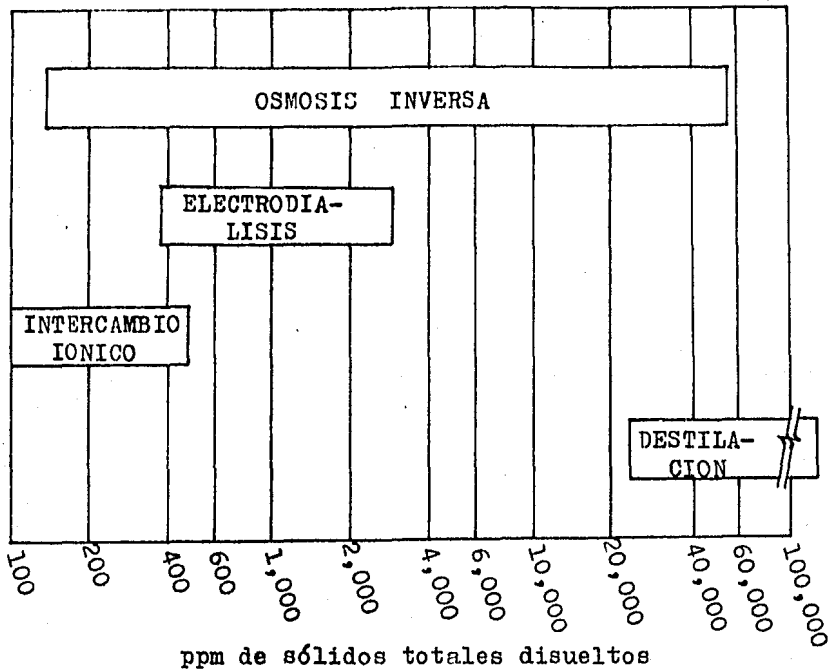


Fig.4.5. Rango normal de operación de las tecnologías de desalación.
(Ref. 21)

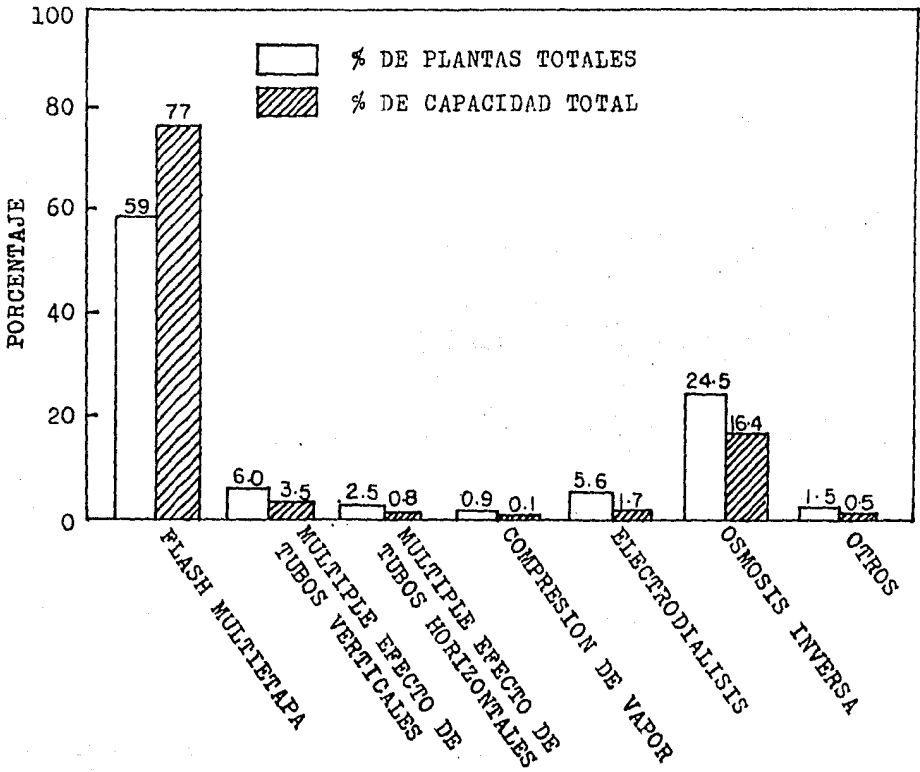


Fig.4.6. Plantas desaladoras en el mundo, agrupadas de acuerdo al tipo de proceso.
(Ref. 19).

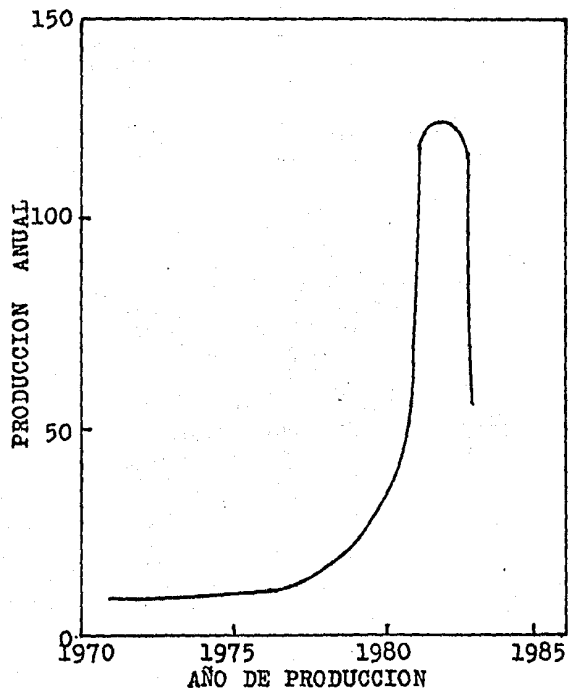


Fig.4.7a. Tendencia en producción anual en plantas desaladoras de agua de mar - mediante el proceso de Osmosis Inversa - dato mundial para plantas con capacidad de 25, 000 m³/día y mayores. (Ref. 2)

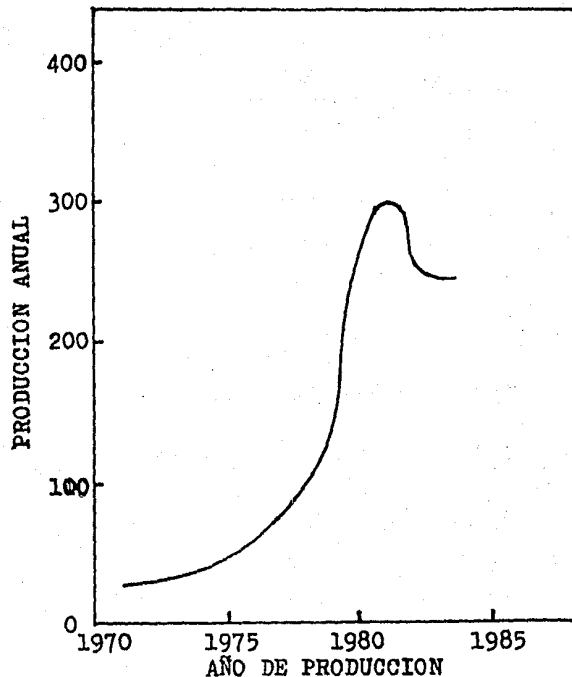


Fig.4.7b. Tendencia en producción anual en plantas desaladoras de agua de mar - de todos los tipos, dato mundial en --- plantas con capacidad de 25,000 m³/día y - mayores. (Ref. 2)

Tabla 4.1. Requerimientos de energía por los procesos de desalación.
(Ref. 19)

Tipo de Proceso	Alimentación (ppm)	Energía consumida por 1,236 m ³ de agua producto		
		Vapor (MM de BTU)	Presión del vapor	Electricidad (KWH)
Flash Multietapa	Agua de mar 35,000	230	50 psia	3,100
Múltiple efecto	Agua de mar 35,000	230	50 psia	1,900
Múltiple efecto, horizontal, baja temp.	Agua de mar 35,000	950	5 pulg. de Hg.	1,600
Compresión de vapor	Agua de mar o de desecho	---	---	24,000
Compresión de vapor (alta eficiencia)	Agua de mar o de desecho	---	---	12,000
Osmosis Inversa	Agua de mar con recobro de energía	---	---	9,300
	Agua salobre 3,500	---	---	2,700
	Agua salobre 2,000	---	---	1,800

TABLA 4.2 CAPACIDAD DE PRODUCCION DE LOS PRINCIPALES -
 PROCESOS DESALADORES EN EL MUNDO, PARA EL PE--
 RIODO COMPRENDIDO DE 1971 - 1983. REFERENCIA
 (22)

PROCESO	CAPACIDAD		% TOTAL
	10^6 m ³ / día	Mgd	
EVAPORACION FLASH MULTIETAPA	5.23	1,382	89.0
EVAPORACION DE TUBOS VERTICALES	0.18	47	3.0
EVAPORACION DE TUBOS HORIZONTA- LES MULTIEFECTO	0.09	25	1.6
COMPRESION DE VAPOR	0.07	18	1.2
OSMOSIS INVERSA	0.31	82	5.2
T O T A L	5.88	1,554	100.0

Tabla 4.3. Producción de Agua Desalada por Proceso, situación en México hasta 1984.
(Ref. 22)

CAPACIDAD NOMINAL (M ³ /DIA)	CAPACIDAD NOMINAL INSTALADA, M ³ /DIA (No. Unidades Desaladoras)							TOTAL
	DESTILACION				OSMOSIS INVERSA			
	EIQE	EME	COMPRESION DE VAPOR		FIBRA			
			ALTA TEMP.	BAJA TEMP.	HUECA	ESPIRAL	PLANA	
1-50	30(2)	300(12)	387(11)	---	2953(78)	119(5)	18(1)	3807(109)
51-100	---	---	354(6)	---	592(7)	---	---	946(13)
101-250	1560(9)	---	965(7)	200(1)	1244(7)	1281(6)	---	5250(30)
251-500	2940(9)	400(1)	---	---	2241(6)	300(1)	---	5881(17)
501-1000	5820(8)	---	---	---	4438(6)	3189(5)	---	13447(19)
1001-2500	---	---	---	---	3535(2)	4800(3)	---	8335(5)
2501-5000	---	---	---	---	---	---	---	---
10001-25000	28800(2)	---	---	---	---	---	---	28800(2)
SUB-TOTAL	39150(30)	700(13)	1706(24)	200(1)	15003(106)	9689(20)	18(1)	66466(195)
TOTAL	41756(68)				24710(127)			66466(195)

EIQE EVAPORACION INSTANTANEA POR ETAPAS
EME EVAPORACION MULTIPLE-EFECTO

Tabla 4.4. Producción de Agua Desalada por Zona Geográfica, situación en México hasta 1984.
(Ref. 22)

CAPACIDAD NOMINAL (M ³ /DIA)	CAPACIDAD NOMINAL INSTALADA, M ³ /DIA (No. de Unidades Desaladoras)					PROCEDENCIA DEL EQUIPO DESALADOR		
	ZONA GEOGRAFICA					NACIONAL	EXTRANJERO	MIXTO
	NO	NE	C	N	SE			
0-50	701(27)	132(8)	---	83(6)	2891(68)	20(1)	3749(105)	38(3)
51-100	434(6)	292(4)	---	60(1)	160(2)	---	886(12)	60(1)
101-250	2715(16)	790(4)	277(2)	---	1468(8)	120(2)	5130(28)	---
251-500	5267(15)	---	314(1)	300(1)	---	300(1)	5581(16)	---
501-1000	6044(9)	1437(2)	---	4966(7)	1000(1)	1000(1)	12447(18)	---
1001-2500	1135(1)	3120(2)	---	4080(2)	---	---	8335(5)	---
2501-5000	---	---	---	---	---	---	---	---
5001-10000	---	---	---	---	---	---	---	---
10001-25000	28800(2)	---	---	---	---	---	28800(2)	---
SUB-TOTAL	45096 (76)	5771 (20)	591 (3)	9489 (17)	5519 (79)	1440 (5)	64878 (186)	98 (4)
TOTAL	66466(195)					66466(195)		

TABLA 4.5 PRODUCCION DE AGUA DESALADA UTILIZANDO AGUA DE MAR (HASTA 40,000 ppm DE SOLIDOS TOTALES DISUELTOS), SITUACION EN MEXICO HASTA 1984.

CAPACIDAD NOMINAL (m ³ /día)	CAPACIDAD NOMINAL INSTALADA, m ³ /día (No. Unidades Desaladoras)
0-50	884 (88)
51-100	554 (8)
101-250	2875 (18)
251-500	3340 (10)
501-1000	5820 (8)
10001-25000	28,800 (2)
T O T A L	42,273 (134)

CAPITULO V

EVAPORACION Y DESTILACION

Como se vio en el capítulo anterior y como se verá en capítulos subsiguientes muchos de los procesos de desalación de agua (ya sea salobre, de mar u otra fuente) se basan en el principio de la evaporación o de la destilación (posteriormente se verá la diferencia entre ambas) por lo que se hace necesario dedicar un espacio a estos conceptos de una manera simple en este trabajo.

5.1. DIFERENCIA ENTRE EVAPORACION Y DESTILACION

Estrictamente hablando, la evaporación es la remoción de un solvente de una solución por vaporización. El solvente más común es el agua (casi un 99%) y el soluto es un sólido orgánico o inorgánico con una presión de vapor baja a la temperatura de evaporación. Esto distingue a la evaporación de la destilación, donde la mayoría de los componentes de la fase líquida tienen una presión de vapor apreciable y se manifiesta en la generación de vapores, (Ver Fig. 5.1. para el principio básico de los procesos de destilación). En la evaporación el solvente emanado del seno de la solución es el solvente primario casi puro y sólo está contaminado por pequeñas trazas del soluto.

Cada líquido ejerce una presión de vapor cuya magnitud es una-

medida de su volatilidad. Los líquidos con presión de vapor elevada se volatilizan fácilmente, mientras que aquellos con presión de vapor baja se evaporan más lentamente, por lo tanto conforme la temperatura se eleva la velocidad de evaporación aumenta. La velocidad de evaporación depende de la naturaleza de la sustancia, la cantidad de energía calorífica aplicada al líquido y de los efectos de la superficie de calentamiento.

Cuando la temperatura del líquido es tal que a presión atmosférica se presenta la ebullición. Esta es la evaporación rápida de todas las partes de la masa líquida, con la formación en el interior de burbujas de vapor que se elevan a la superficie por ser menos densas. La presión de vapor de estas burbujas es igual a la presión de vapor del líquido a esa temperatura, de manera que el punto de ebullición depende de la presión externa. Si la presión externa se reduce, como sucede a cierta altura sobre el nivel del mar o bajo vacío, el agua hierve a una temperatura más baja.

En seguida se describen someramente dos casos de destilación más comunes.

a) Evaporación Flash y Condensación Parcial.

Un Flash es una etapa simple de una destilación, en la cual la alimentación es parcialmente vaporizada para dar un vapor que es rico en el componente más volátil. En la Fig. 5.2, el líquido alimentado es calentado y flasheado adiabáticamente a través de una válvula, la cual lo lleva a una presión menor, el vapor así formado es separado en un tanque flash. Si la válvula es omitida, el líquido a baja presión puede ser parcialmente vaporizado en el calentador y posteriormente se separan las fases en el tanque flash. Por otro lado cuando la alimentación es un vapor y este es enfriado y parcialmente condensado con separación de fases en un tanque flash, se tiene el -

arreglo de la fig. 5.3, donde se obtiene un líquido que es rico en el componente menos volátil. En ambos casos si el equipo es diseñado adecuadamente, el vapor y el líquido que salen del tanque estarán en equilibrio.

A menos que la diferencia absoluta de volatilidades sea muy grande, el grado de separación lograda entre dos componentes en una sola etapa es pobre; tal que estos dos métodos son usualmente operaciones auxiliares que se emplean para preparar las corrientes de alimentación a un proceso posterior. Sin embargo el método computacional usado en el cálculo de una etapa simple es de gran importancia, ya que las etapas de una columna de destilación ordinaria son simplemente cámaras flash colocadas en serie, y la columna puede ser diseñada por una extensión del método desarrollado para un flash de simple etapa o condensación parcial. Los cálculos para un flash son también ampliamente usados para determinar la condición de la fase de una corriente de composición, temperatura y presión conocidas, los algoritmos de cálculo para tales procesos se pueden ver en las Ref. 23 y 24.

En el caso contrario, cuando la diferencia absoluta de volatilidad es grande (como el caso que nos ocupa en este trabajo, en donde se tiene un sistema líquido sólido), es valioso el utilizar el proceso de evaporación flash; pues se logra obtener en un sólo paso el agua casi pura.

b) Flash Isotérmico.

Si la temperatura de equilibrio T_v (o T_L) y la presión de equilibrio P_v (o P_L) de una mezcla multicomponente (o binaria) son especificadas; al proceso se le nombra flash isotérmico. Este proceso obedece lo siguiente: " La absorción o eliminación de calor sin acompañamiento de una variación de la temperatura, es característica del cambio de es-

tado de agregación de una substancia. La cantidad de calor -- absorbido en el cambio de líquido a vapor es el calor de vaporización ".

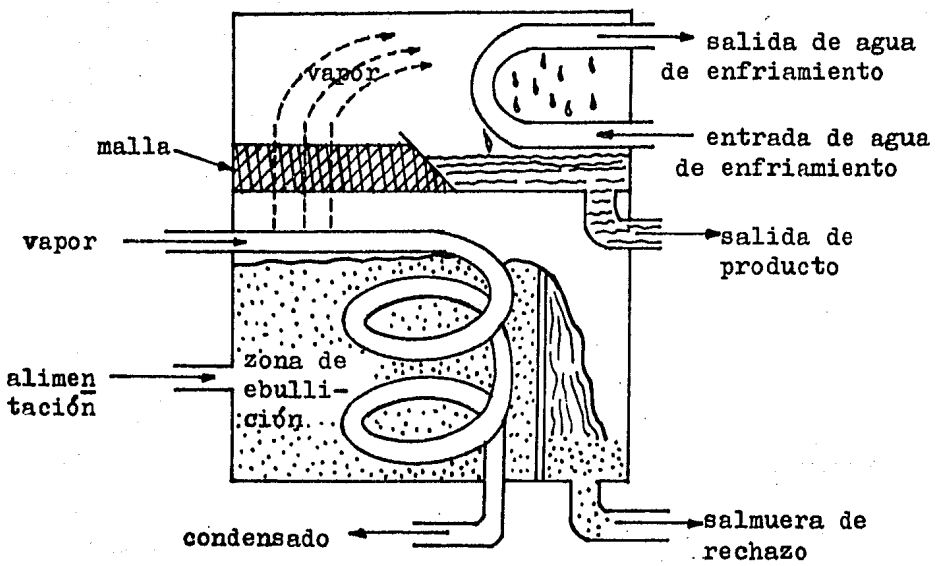


Fig.5.1. Principio básico de los procesos de destilación.
(Ref. 19)

Tanque Flash

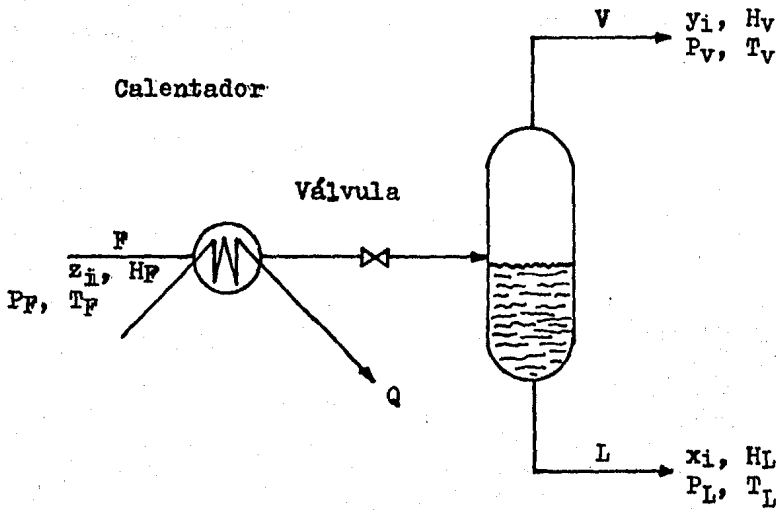


FIG. 5.2. EVAPORACION FLASH ADIABATICA

Condensador Tanque Flash
Parcial

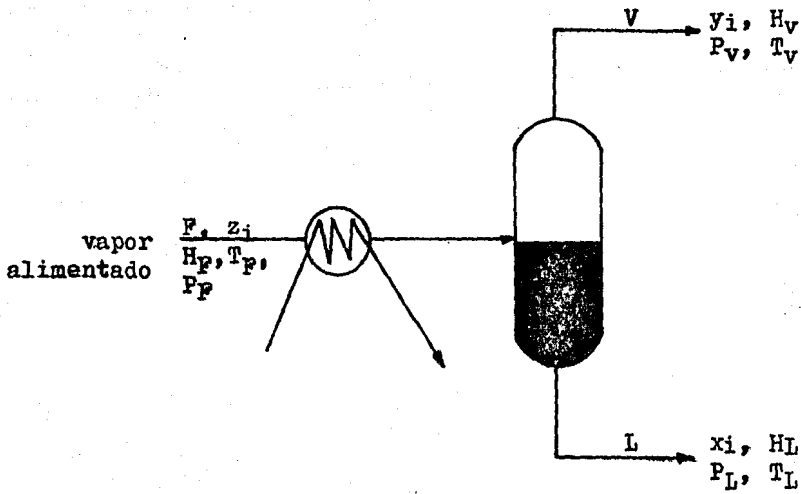


FIG. 5.3 CONDENSACION PARCIAL

CAPITULO VI

ASPECTOS TECNICOS Y ECONOMICOS DE LOS PROCESOS MAS

UTILIZADOS EN LA DESALACION DE AGUA DE MAR

La aplicación de un proceso de desalación de agua de mar se ha ce necesaria cuando el agua de buena calidad es insuficiente.-

En el siguiente contexto se tratarán los seis procesos más uti lizados para la desalación de agua de mar (o aguas salobres - de otras fuentes). Cinco de ellos son del tipo evaporación:- Compresión de vapor; Termocompresión; Múltiple efecto; Flash multietapa sin recirculación de salmuera y Flash multietapa con recirculación de salmuera (al Flash multietapa de un solo paso o sin recirculación de salmuera se le domina así por que la salmuera que abandona el proceso aún caliente su calor no es aprovechado para precalentar al agua de mar que entra al proceso y en el Flash multietapa con recirculación de salmuera si se aprovecha su calor). El otro proceso es la Osmosis Inversa, la cual se basa en la tecnología de membranas.

Una selección de algún proceso entre los arriba mencionados re quiere consideraciones especiales respecto a la operabilidad, - mantenimiento y complejidad; así como costos de capital y de - operación.

5.1) ASPECTOS TECNICOS

6.1.1.) ARRANQUE Y OPERABILIDAD

La tabla 6.1 ordena los seis procesos en facilidad de arranque y operación; basado en el tiempo de arranque secuencia de arranque y los parámetros críticos de -- operación. La OI es el proceso más fácil de arrancar requiriendo de tan sólo una hora o menos y la evaporación de múltiple efecto es el más difícil pues requiere de 3 a 4 horas.

No obstante que hay grandes diferencias en los tiempos de arranque, ésto no es crucial, excepto para --- plantas que deben parar y arrancar frecuentemente. - la mayoría de las plantas desaladoras de agua de mar operan en forma continua, de tal modo que la facilidad de arranque es por lo regular una consideración - de menor peso. Los seis procesos mostrados aquí, en general son fáciles de operar una vez que han sido -- arrancados y estabilizados.

La tabla 6.2 ordena los procesos del menos al más complejo en base al número de controles, alarmas, sistemas de dosificación de químicos, bombas y otros sistemas. La Osmosis inversa es el menos complejo y el -- proceso de compresión mecánica de vapor es el más complejo. La demanda de agua salada por unidad de agua producida varía desde a proximadamente 2:1 para compresión mecánica de vapor, 3:1 para la Osmosis inversa y de 8:1 a 10:1 para los cuatro procesos restantes. Las mayores demandas de agua de mar requerirán más o mayor equipo.

La calidad del agua de mar tiene poco impacto en los procesos evaporativos si las temperaturas de operación y las concentraciones son mantenidas en un rango -

apropiado. Pero sí afecta la complejidad y cantidad de pretratamiento en la Osmosis Inversa.

6.1.2) MANTENIMIENTO.

Es difícil cuantificar la cantidad de mantenimiento, - pero en base a experiencias de operación en plantas de saladoras se sabe que la más requiere es la termocompresión, le siguen el Flash multietapa sin recirculación de salmuera, Osmosis Inversa, evaporación múltiple efecto y finalmente compresión mecánica de vapor.

6.1.2.a) Termocompresión.

Es un proceso de baja temperatura, por lo tanto el --- área de transferencia de calor es menor, la limpieza - ácida es generalmente requerida una vez al año y los - problemas de corrosión son pocos. Hay relativamente - pocas bombas y controles; y el compresor en sí mismo - no tiene partes móviles.

El que un proceso opere a baja temperatura es ventajoso, ya que así es posible evitar la incrustación de sa les que hacen que la transferencia de calor se vea dis minuída.

6.1.2b) Flash Multietapa sin Recirculación de Salmuera.

Este es un proceso no ácido, pero la corrosión es un - problema en la parte más caliente del proceso por la - presencia de gases incondensables como el CO₂ por ejem plo. Este problema puede minimizarse con una selec ción apropiada de los materiales de construcción y usan do los venteos necesarios.

El proceso tiene pocas bombas y/o controles y la limpieza ácida se requiere de 2 a 4 veces por año.

6.1.2c) Flash Multietapa con Recirculación de Salmuera.

Requiere un mayor número de bombas y controles, frecuentemente se requiere de un tratamiento ácido para el control de las incrustaciones. Las plantas con pretratamiento ácido requieren por lo general un mayor mantenimiento a causa de los problemas de corrosión que se presentan y para el control de PH.

Si la Planta usa tratamiento no ácido, entonces el mantenimiento es similar al proceso anterior.

6.1.2d) Osmosis Inversa

Requiere de más mantenimiento que los procesos anteriores, pero variará dependiendo de la calidad del agua de mar entre al proceso. El número de módulos de membranas y las conexiones de tubing incrementan potencialmente las necesidades de mantenimiento y los módulos requieren ser reemplazados aproximadamente después de cinco años de operación. Más aún, la Osmosis Inversa usa una bomba de alta presión, la cual requiere mayor mantenimiento que una simple bomba de baja presión.

6.1.2e) Evaporación Múltiple Efecto.

Es un proceso propenso a las incrustaciones debido a la existencia de gradientes de concentración y a la mala distribución de la salmuera sobre la delgada película formada en la superficie de evaporación. Los controles son comparables a los procesos flash multietapa pero se requieren más bombas adicionales para transferir el fluido entre los efectos.

6.1.2f) Compresión Mecánica de Vapor.

Es también un proceso de película y por lo mismo propenso a las incrustaciones. El tratamiento ácido y el control de las incrustaciones causa grandes problemas de mantenimiento. El compresor mecánico, su motor y caja de engranes (o velocidades) y el sistema de lubricación típicamente requieren un mantenimiento considerable.

6.1.3) OTROS ASPECTOS TECNICOS DE LA COMPARACION

Aquí se resume en una tabla (tabla 6.3), los aspectos técnicos que por sí solos se explican, o que se han explicado previamente; asignando un valor numérico a cada concepto de un proceso como sigue:

- 3- Proceso altamente satisfactorio.
- 2- Proceso que está ligeramente abajo de lo satisfactorio para un criterio particular.
- 1- Un proceso que no cumple del todo o que el efectuar este concepto es molesto.
- 0- Un concepto que aún no ha sido demostrado para el proceso particular.

No se justifica mostrar un sistema de comparación de un amplio rango de grado, por ejemplo de 0 a 10, debido a la dificultad de dividir cada criterio en grados finos de funcionalidad.

6.2) ASPECTOS ECONOMICOS

6.2.1.) EFICIENCIA DE LA ENERGIA

Una medida aceptada de la eficiencia de la energía en la desalación es la "economía", también llamada la relación de rendimiento (lb de agua desalada por cada

1000 BTU de energía utilizada o bien como la definen otros autores (Ref. 25) " lb de agua evaporada por lb de vapor usado".

Como una regla heurística para procesos de evaporación se tiene apróximadamente 0.8 para simple efecto, 1.6 para doble efecto, 2.4 para triple efecto, etc. Pero la economía no describe totalmente el costo de energía, dado que la energía eléctrica y térmica tienen valores diferentes. La tabla 6.4 muestra el rango de "economía" para los seis procesos e indica el tipo de energía (por ejemplo: Vapor de alta presión) que demanda cada proceso.

6.2.1. a) La Osmosis Inversa tiene el más alto rango de economía, pero usa la forma más cara de energía (energía eléctrica). Esto se tratará brevemente a modo de ejemplo cuando se compare el costo del vapor vs electricidad en el punto (6.2.2.) de este capítulo .

6.2.1. b) La termocompresión usa vapor de alta presión y libera vapor de baja presión que es adecuado para la evaporación. Así la termocompresión es usada típicamente con dos o más efectos de evaporación. Su "economía" normalmente se encuentra en el rango de 3 -6; pero se puede lograr 10 ó más dependiendo -- del número de efectos que se empleen en el proceso. El proceso de termocompresión por lo general se diseña para operar a temperatura de salmuera de 160°F (71°C) o menos, debido a -- que operar a altas temperaturas no representa ventaja alguna ; principalmente debido a los problemas de incrustación que aumentan al elevar la temperatura de operación.

6.2.1.c) El rango normal de "economía" para un proceso flash multietapa es de 3-12. Es posible obtener valores de economía mayores, pero ello requiere de un gran número de etapas. El -

número práctico de etapas se encuentra entre 40 y 50 máximo donde la "economía" es de 12 aproximadamente.

6.2.1 d) Los procesos evaporativos de Múltiple Efecto tienen una "economía" aproximada de 10-15. Por abajo de 10, es más prudente emplear un proceso flash multietapa por ser más simple y fácil de operar. Arriba de 10, la evaporación de múltiple efecto es más práctica debido a que las pérdidas diferenciales de temperatura están limitadas a la elevación del punto de ebullición y pequeñas caídas de presión.

6.2.1. e) La economía para la Osmosis Inversa sin recobro de energía cae en el rango de 30-140 y depende de la presión diferencial, velocidad de permeación y de la eficiencia de bomba; con recobro de energía su economía puede llegar hasta 200. Esto es debido a que la corriente de rechazo (95% de la presión de alimentación y de 65-85% del gasto alimentado) puede ser utilizada para suministrar potencia de bombeo por medio de una turbina de recobro de energía. Con una eficiencia de la turbina del 85% la energía ahorrada en el bombeo del fluido puede ser hasta de un 45%.

6.2.2) Vapor Vs Electricidad

El ingeniero tiene que considerar la forma de energía a utilizar, así como la economía cuando evalúa un proceso de desalación. En general, el análisis se tiene que hacer hasta la fuente base de la energía, (por ej.: carbón o aceite combustible) esta es menos costosa que la energía eléctrica que ha sido transformada y transportada un número de veces.

Como ejemplo, considere una caldera con 90% de eficiencia que suministra vapor a un proceso evaporativo. Por galón de aceite combustible la caldera libera alrededor de 135,000 BTU de energía térmica. Un generador de potencia diesel con 25% de -

eficiencia daría tan sólo 37,500 BTU de energía eléctrica con cantidad equivalente de combustible, ésto trae consigo que la energía eléctrica sea 3.6 veces más costosa que el vapor (en este ejemplo no se está considerando costos de capital). Típicamente, el vapor de alta presión es más costoso que uno de baja presión y la energía eléctrica es más costosa que los anteriores. Los costos dependen de la ubicación, así como de -- los factores específicos de la planta. Por ejemplo un proceso que use calor de desecho obtendrá vapor de baja presión a muy bajo costo.

6.2.3) COSTOS DE CAPITAL

La capacidad y la economía son las variables claves -- que afectan los costos de capital para un proceso dado la temperatura de operación y la selección de materiales son menos importantes.

Una vez que la capacidad es determinada, el diseñador puede esquematizar una economía óptima para cualquiera de las seis técnicas de desalación. Seleccionando en un reporte los requerimientos económicos de capital -- contra los costos de operación, y el óptimo es la economía a la cual el costo total por unidad de agua es -- mínimo. Los costos de capital (relativos a amortización y financiamiento de una planta instalada) son -- grandes para economías grandes; los costos de operación (energía, químicos y partes de repuesto) son me -- nores.

La tabla 6.5. muestra los costos relativos a equipos -- (no instalados) en plantas de la misma capacidad para cada uno de los seis procesos. Nótese de las plantas grandes (250,000 a 2 millones de GPD) basadas -- en técnicas de evaporación gozan de considerables economías de escala comparadas con las de menor tamaño. --

Las plantas de ósmosis son usualmente construídas en módulos - en vez de trenes simples, tal que las economías de escala son pequeñas. Además de la capacidad, otros factores son:

6.2.3.a) La temperatura de Operación afecta los costos de capital, así como la operación y mantenimiento. La tabla 6.4 -- muestra el rango máximo para cada uno de los seis procesos. -- A temperaturas altas la diferencial de temperatura es mayor -- esto es en los procesos flash multietapa y múltiple efecto; -- por lo que el área de transferencia de calor necesaria es menor.

En la compresión mecánica de vapor, una temperatura menor lleva a un volúmen pequeño de vapor y consecuentemente a un compresor menos caro, (retorne a la figura 4.3).

Los termocompresores son más económicos, así como la temperatura de operación es menos importante. La ósmosis Inversa opera a temperatura ambiente.

La desventaja de las altas temperaturas de operación es que -- incrementan potencialmente la corrosión, particularmente cuando el proceso de alta temperatura requiere de tratamiento ácido para el control de incrustación de sólidos.

En las plantas flash multietapa y evaporación multiple efecto con tratamiento ácido y debido a la formación de sales de sulfato, la temperatura está limitada a un rango de 115- 121° C - (240-250°F). El rango práctico para la compresión de vapores de 77-102°C (170-215°F) y de 49-77°C (120-170°F) para la termocompresión debido principalmente a los problemas de incrustación y de corrosión.

6.2.3.b) Materiales de Construcción

Los materiales de Construcción son seleccionados para controlar la corrosión a un costo razonable. La mayoría de los evaporadores con una capacidad por debajo de los 200,000 GPD son construídos de cobre níquel (90% Cu- 10% Ni) y los riesgos por corrosión no son tan altos, permitiendo así utilizar un control de corrosión no muy sofisticado. Los evaporadores más grandes usualmente se construyen de acero al carbón con un revestimiento interno de acero inoxidable. El tubing puede ser cobre-Níquel o bien de titanio; este último es mucho más caro pero es más durable.

Las plantas de Osmosis Inversa típicamente usan bronce de aluminio o acero inoxidable para los internos de la bomba de alta presión. La tubería en la parte de alta presión es por lo general en acero inoxidable y otros componentes pueden ser materiales plásticos.

6.2.3.c) Pretratamiento.

La desaereación y la acidificación son típicamente usados en la mayoría de los procesos de desalación ; pero por lo común la ósmosis inversa requiere de un pretratamiento más complejo tal como la filtración y cloración. Cuando la calidad del agua a tratar es inconsistente, la ósmosis inversa adopta los esquemas recomendables para el lugar en particular.

En general, los procesos evaporativos se enfrentan -

a dos de sus principales problemas que son: la incrustación y la corrosión, por lo que se hace necesario prestar especial -- atención a estos dos puntos y en forma global se pueden aplicar los siguientes criterios para hacer un buen pretratamiento Para el control de incrustación:

Ya que las incrustaciones alcalinas se inician y forman rápidamente tan pronto como el agua de mar es calentada arriba de la temperatura ambiente, se acostumbra dar tratamiento al agua de reposición para remover los constituyentes que forman dichas-- incrustaciones como son Mg y Ca entre otros, esto se logra adicionando $H_2 SO_4$. El incremento en la concentración de sulfito debido a la adición de ácido no afecta apreciablemente al contenido de sulfito de calcio ya presente. La incrustación del $Mg(OH)_2$ se evita por el control del PH de la salmuera a menos de 7.8. Las incrustaciones no alcalinas como el sulfito de calcio se evita manteniendo la temperatura de la salmuera a una temperatura inferior a los $120^{\circ}C$ y el factor de concentración abajo de 1.7.

El factor de concentración (FC) está dado por:

$$FC = \frac{1 - (1 - Y)^{1-R}}{Y (1 - R)}$$

Donde:

- Y= QP / QF , Recobro Volumétrico
- R= $1 - (CP / CF)$, Rechazo de Salmuera
- QP= Flujo volumétrico de Producto
- QF= Flujo de Alimentación
- CP= Concentración del Producto
- CF= Concentración de la Alimentación.

Para el control de la Corrosión:

El fenómeno de la corrosión puede ser limitado por el control del PH y asegurando la ausencia de oxígeno en el agua de reposición. Se adiciona el $H_2 SO_4$ al agua de reposición antes de entrar al descarbonatador, y se hace también con la finalidad de mantener un PH constante, en la salmuera de 7-7.5; la sosa cáustica se adiciona al agua de reposición inmediatamente después del desaereador para neutralizar el exceso de $H_2 SO_4$.

Las bombas dosificadores de $H_2 SO_4$ son controladas automáticamente por el flujo de agua de reposición y las bombas dosificadoras de sosa se controlan por el PH de la salmuera recirculada.

Para remover el CO_2 generado después de la adición del H_2SO_4 , el agua de reposición se hace pasar por un descarbonatador atmosférico, donde la mayor parte de CO_2 es removido.

La ausencia del O_2 es asegurada por la correcta operación del desaereador; para obtener esto, el agua de reposición se hace pasar por el desaereador y se adiciona suficiente vapor para asegurar una buena remoción de O_2 y CO_2 .

6.2.4) QUIMICOS Y ENERGIA AUXILIAR

La tabla 6.6 muestra al consumo aproximado de químicos de los procesos en (libras) y la energía auxiliar en (KWH) para cada uno de los procesos aquí mostrados, por cada 1000 galones de agua producto. La electricidad auxiliar es aquella que consume la planta -- para transferir la alimentación, el destilado, el condensado, las purga y accionar las bombas de recirculación.

No incluye la potencia del compresor en la compresión

mecánica de vapor o la bomba de alta presión en la ósmosis inversa; estos son considerados como potencia primaria. Los cinco procesos evaporativos por lo general emplean ácido clorhídrico para limpieza y acondicionamiento, pero las cantidades varían de lugar a lugar. Del mismo modo, la OI puede usar cloro y otros químicos adicionales de limpieza tales como ácido cítrico amoniacal y detergentes o las opciones vistas anteriormente y que son más frecuentes en la actualidad.

Tabla 6.1 COMPARACION DE LOS PROCESOS DE DESALACION EN ARRANQUE/OPERACION

PROCESO	TIEMPO DE ARRANQUE (Hrs)	SECUENCIA DE ARRANQUE; EQUIPOS Y CORRIENTES	PARAMETROS DE OPERACION CRITICOS
1. Osmosis Inversa	0.5-1	Llevar a nivel el tanque; agua de mar; arrancar y checar pretratamiento; bomba de alimentación; ajustar flujo, presión.	Presión del módulo; - pH; flujo de recha - zo; dosificación de químicos.
2. MSF sin recirculación de salmuera	2-3	Agua de mar; bomba de purga; sistema de vacío; vapor; bomba de condensados; sistema de químicos bomba de destilado; control de temperatura; ajustar capacidad.	Temperatura del domo; dosificación de químicos; presión en el calentador.
3. Termo - compresión	2-3	Agua de mar; reposición (makeup) bombas de transferencia; bomba de purga; sistema de vacío; sistema de químicos; vapor; bomba de destilado; ajustar capacidad; control de temperatura.	Calidad del vapor; - presión de operación flujo de agua de mar dosificación de químicos.
4. Compresión mecánica de vapor	2-3	Sistema de lubricación; agua de mar; bomba de recirculación; bomba de purga; calentamiento; sistema de químicos; control de pH; presión alcanzada; compresor bomba de destilado; ajustar capacidad.	Presión de operación cabeza del compresor capacidad; concentración de salmuera; - pH.

<p>5. MSF con recirculación de salmuera</p>	<p>3-4</p>	<p>Agua de mar; llenar evaporador; - bomba de recirculación; reposición (makeup); bomba de purga; -- sistema de vacío; vapor; bomba de condensados; sistema de químicos; control de pH; bomba de destilado; control de temperatura; ajustar capacidad.</p>	<p>Temperatura; concentración de salmuera; - pH; presión del calentador.</p>
<p>6. Múltiple efecto</p>	<p>3-4</p>	<p>Agua de mar; llenar evaporador; - bombas de transferencia; reposición (makeup); bomba de purga; -- sistema de vacío; vapor; bomba de condensados; sistema de químicos; control de pH; bomba de destilado; ajustar capacidad; control de temperatura.</p>	<p>Temperatura; concentración de salmuera; - pH; flujo interefecto.</p>

Tabla 6.2. COMPARACION DE LOS PROCESOS DE DESALACION POR COMPLEJIDAD

	CONTROLES				ALARMAS				QUIMICOS Y OTROS SISTEMAS				MOTORES GRANDES																			
	Presión	Temperatura	Flujo	Nivel	pH	Presión	Temperatura	Flujo	Cloro	pH	Pureza	Lubricación	Compresor	Limpieza	Limpieza ácida	Post-tratamiento	Control de incrustación	Tanque holdup	Filtro de incrustación o pH	Sistema de cartucho	Desaerador	Sistema de vacío	Desobrecalentador	Bomba de lubricación	Bomba de alta presión	Bomba de purga	Bomba de condensados	Bombas de destilado	Bomba de alimentación	Bomba de transferencia	Compresor	
1. OI	X	X	X	X	X	X	X	X	X					X	X	X	X	X				X										
2. MSFSRS		X	X	X		X	X			X			X		X				X	X				X	X	X						
3. TC		X	X	X		X	X			X			X						X	X				X		X		X				
4. MSFCRS		X	X	X	X	X	X		X	X					X				X	X	X			X	X	X			X			
5. EME		X	X	X	X	X		X	X						X				X	X	X			X	X	X	X	X				
6. VC	X		X	X	X			X	X	X	X				X						X		X		X				X	X		

1. OI Osmosis Inversa
2. MSFSRS Flash multietapa sin recirculación de salmuera
3. TC Termocompresión
4. MSFCRS Flash multietapa con recirculación de salmuera
5. EME Evaporación múltiple efectos
6. VC Compresión mecánica de vapor

Tabla 6.3. COMPARACION TECNICA DE LOS PROCESOS DESALADORES DE AGUA DE MAR.

P R O C E S O	Pureza del producto Estado de desarrollo Insensibilidad a los dos disueltos a los soli- mentación Requerimientos en la ali- Operadores Mantenimiento del pretra- Estabilización requerido Res de diseño Flexibilidad bajo condicio- Seguridad del proceso									SUMA DE CONCEPTOS	CONCEPTOS: 3- Proceso alta- mente satis - factorio 2- Casi satisfac- torio 1- Baja calidad- o inoportuno 0- Funcionalidad no demostrada
Destilación MSP (a)	3	3	3	2	2	1	3	1	2	20	
Destilación múltiple efecto: 1). De tubos verticales, alta temperatura (a)	3	2	3	1	2	1	3	3	2	20	
2). De tubos horizontales, baja temperatura (a,b)	3	2	3	3	3	2	3	3	2	24	
Compresión de vapor (c)	3	3	2	2	2	2	3	2	3	22	
Osmosis Inversa: 1). Agua de mar	2	2	2	2	2	3	3	3	2	21	
2). Agua salobre de pozo	2	3	1	2	2	3	3	3	3	22	
3). Agua superficial o resi - dual	2	2	1	1	1	1	3	3	1	15	

NOTAS :

- a) No competitivo para agua salobre.
- b) Técnicamente superior a los procesos de membrana para algunas aguas residuales.
- c) Grandes unidades emplendas predominantemente para concentración de agua residual.

Tabla 6.4. COMPARACION EN ECONOMIA, ENERGIA Y TEMPERATURA PARA LOS PROCESOS DE DESALACION

PROCESOS	ECONOMIA (1b H ₂ O/1000 BTU)	ENERGIA PRIMARIA	TEMPERATURA DE OPERACION MAXIMA, °F
1. Osmosis Inversa	30-200	Electricidad	32-100
2. Compresión Mecánica de vapor	17-33	Electricidad o vapor de alta presión	170-215
3. Múltiple efecto	10-15	Vapor de baja presión o agua caliente	185-240
4. MSF con recirculación de salmuera	3-12	Vapor de baja presión o agua caliente	185-250
5. MSF sin recirculación de salmuera	3-12	Vapor de baja presión o agua caliente	170-240
6. Termocompresión	3-10	Vapor de alta presión	120-170

TABLA 6.5 COMPARACION DE COSTOS DE CAPITAL PARA PROCESOS DE DESALACION.

PROCESOS	Costo Relativo de Equipo por Capacidad de Planta.	
	>250,000 GPD	<250,000 GPD
1. Múltiple Efecto	0.9	2.0
2. Flash Multieta- pa con recircu- lación de sal- muera.	0.9	2.3
3. Flash Multieta- pa de un solo - paso.	1.0	2.1
4. Termocompresión	1.3	2.6
5. Osmosis Inversa	1.4	1.8
6. Compresión Mecá- nica de Vapor.	1.4	2.6

BASE: F.O.B. Planta; no incluye transporte, instalación, toma de agua de mar; disposición de salmuera.

Tabla 6.6 ENERGIA AUXILIAR Y QUIMICOS

PROCESO	TEMPERATURA DE OPERACION MAXIMA °F	CONSUMO POR CADA 1000 GAL	
		QUIMICOS (LBS)	ELECTRICIDAD (KWH)
1. MSF sin recirculación de salmuera	185	0.18 Fosfato ⁺	14
	230	0.14 Aditivo ⁺⁺	13
2. MSF con recirculación de salmuera	185	0.08 Fosfato	17
	230	0.12 Aditivo	16
	250	2.5 H ₂ SO ₄	15
3. Múltiple efecto	185	0.03 Fosfato	7
	240	2.2 H ₂ SO ₄	8
4. Termocompresión	150	0.06 Fosfato	5
5. Compresión mecánica de vapor	170	0.03 Fosfato	5
	215	2.0 H ₂ SO ₄	5
6. Osmosis Inversa	N/A	1.9 H ₂ SO ₄	2

+ Aditivo de polifosfato

++ Aditivo de alta temperatura

N/A No aplica

CAPITULO VII

COMPARACION ECONOMICA DE LOS PROCESOS DE DESALACION

La aplicación comercial del proceso de Osmosis Inversa (OI) para la desalación de agua (agua de mar o cualquier otra fuente) depende de su factibilidad económica comparada con los otros procesos. Se ha Observado que a nivel nacional e internacional cuando de desalar agua de mar se trata que los principales procesos que se utilizan son los de destilación o evaporación.

Un análisis económico apropiado debe responder a preguntas tan importantes como: a qué tamaño y volumen de producción, así como en qué otras condiciones es competitiva la OI frente a los procesos de destilación en el tratamiento de aguas salobres (hasta 5,000 ppm) y agua de mar (en promedio 35,000 ppm). Para un análisis económicos necesitamos de factores básicos como lo son el funcionamiento, incluyendo la permeabilidad como una función de la presión, capacidad de rechazo y vida útil de la membrana, necesidades para el pretratamiento, precio de los módulos y otras consideraciones tales como la disponibilidad de recursos energéticos, etc.

Desde luego, existen ciertas características básicas de costos que son comunes entre los diferentes métodos de desalación, los cuales incluyen desde la toma de agua, preparación del lugar, capacidad de almacenamiento, distribución del producto y

depósito de residuo. En tanto que la inversión de capital, -- costos de operación, mantenimiento y consumo de energía dependen por completo del método de desalación empleado.

A causa del rápido desarrollo en el área de la OI es difícil - presentar un análisis económico riguroso de este proceso y compararlo con los otros. En su lugar se presentará un caso de - estudio preparado originalmente por Alfred N. Rogers y colaboradores (26) el cual se soporta por medio de tablas ó gráficas según se requiera.

El caso de estudio que se presenta en este trabajo se eligió -- por ser bastante general ya que no se eligió un lugar en particular para la localización de la planta y por lo mismo los factores específicos del lugar no se consideran. Estos últimos - son importantes a la hora de decidir que proceso es más adecuado para este lugar, básicamente en función de la disponibilidad de energéticos.

A nivel mundial, se reconocen que son tres los procesos competitivos para la desalación de agua de mar: (1) Unidades de destilación (MSF). (2) compresión de vapor (VC) y (3) Osmosis -- Inversa (OI). Hasta ahora las instalaciones con una producción mayor a los 15,000 m³ / día (4 MMGPD) , casi todas operan bajo el principio de MSF debido a que dicho proceso es bien -- conocido su funcionamiento y porque no requiere de componentes altamente especializados. No obstante, existe una clara tendencia a nivel mundial hacia la adopción de la OI por ser un - proceso que opera a temperatura ambiente y por no consumir una cantidad apreciable de energía.

Para plantas pequeñas con una capacidad entre 2,000 y 3,000 m³ / día (5.3 a 7.9 MGPD) y dependiendo de las condiciones del lugar que se haya elegido para la localización de la planta, - los procesos más ventajosos según Klaus Wargnick (27) son com

presión de vapor y Osmosis Inversa por ser procesos que consumen menos energía que el MSF.

Para la evaluación económica de los diferentes procesos de desalación de agua de mar a escala industrial, existen varios -- estudios en la literatura realizados por grandes firmas de Ingeniería como Du Pont (28), Aqua Chem (29), etc.

Las figuras 7.4 y 7.5 fueron tomadas del estudio realizado por esta última y dan una idea de la tendencia que siguen las curvas de costos de agua y los costos de capital de equipo, respectivamente (Datos actualizados a 1981).

De la Fig. 7.4 se observa que en el rango de 3.8 -19 Mm³/día - (1- 5 MMGPD) el costo mínimo se obtiene cuando se opera con una planta de OI con recobro de energía y en el rango de 0.4 a 3.8 Mm³/día (0.1 a 1 MMGPD) los costos más bajos se obtienen con una planta OI sin recobro de energía. También se observa de la misma figura que para capacidades de 18.9 a 378.5 Mm³/ día (5-100 MMGPD) los costos más bajos se obtienen cuando se opera con una planta del tipo de destilación (evaporador de tubos verticales seguida del MSF).

Refiriéndose a la figura 7.5; en el rango 3.8 18.9 Mm³/día - (0.1- 5 MMGPD) lo más indicado es utilizar una planta de OI sin recobro de energía por representar la inversión más baja y para capacidades de 18.9 a 378.5 Mm³/día (5 -100 MMGPD) - los procesos de destilación son más ventajosos; otra vez la -- evaporación de tubos verticales es la más favorecida seguida -- del MSF.

7.1) PERSPECTIVAS DE LAS PLANTAS CON ALTO CONSUMO DE ENERGIA

Como es bien sabido los energéticos cada vez van siendo más caros por lo que se están tomando medidas para redu

cir. estos consumos. Una forma de lograrlo es creando los procesos híbridos o de doble propósito, esto es, acoplar una planta desaladora junto a una planta generadora de potencia (caso de una termoeléctrica) con la finalidad de obtener la energía requerida para la desalación a un bajo costo. Otra sería hacer innovaciones a los equipos principales de las desaladoras o bien haciendo la introducción de ciertos equipos para que -- con la misma cantidad de energía se pueda desalar un mayor volumen de agua. Así por ejemplo, en el proceso de evaporación que usa un evaporador de tubos verticales se introdujo un precalentador en la alimentación que emplea vapor de baja presión aumentando así el rendimiento del proceso.

En el proceso con un evaporador de tubos horizontales se integró un termo-compresor para incrementar la eficiencia de la -- planta y además se colocaron los suficientes venteos para remover los gases indeseables y se pusieron drenes en los tubos pa ra desechar los condensados.

En el flash multietapa se introdujo un evaporador de lecho fluidizado para obtener velocidades de flujo bajas y permitir un mayor tiempo de residencia con lo que se logró flashear un mayor volumen de agua con un tamaño fijo de la cámara, Como un resultado de esta innovación se lograron diseñar cámaras flash de menor tamaño, lo cual es más adecuado (aproximadamente a -- 1/10 del volumen de una cámara flash convencional) y por --- último se logró la separación de vapor-agua sin eliminador de niebla.

Los ejemplos mostrados aquí, son soló una muestra de lo que se ha hecho en el campo de la desalación para reducir los costos por consumo de energía, parámetro que hace que un proceso sea menos o más atractivo que otro.

7.2) CASO DE ESTUDIO

En esta sección primeramente se desarrolla un estimado generalizado de la inversión requerida para cada tipo de proceso. - El caso base involucra una planta que proporciona de 6.2- 7.4 X 10⁶ m³/ año de agua desalada. Para cada proceso, el costo - del agua producto es estimado tomando en cuenta los costos mayores siguientes:

- Capital
- Energía
- Operación y Mantenimiento
- Suministro de químicos en general
- Reemplazo de membrana (en OI y electrodiálisis)
- Reemplazo de filtros (donde son usados)

Los estimados de inversión de capital están basados en una revisión de los estudios (Febrero de 1983) en el campo de la desalación. El costo incluye el mínimo permitido para un lugar cualquiera y no se ha considerado un lugar particular. Las plantas desaladoras no incluyen el costo de la caldera para -- los procesos térmicos que requieren de vapor de calentamiento. Los requerimientos de vapor serán tratados como un servicio, - formando así parte de los costos de operación.

Las bases para los estimados del costo del agua es como sigue:

- * Vida útil de la Planta - 20 años
- * Tasa de Interés - 10 %
- * Seguro - 2 %
- * Costo de Electricidad - 0.06 / KWH

Las designaciones de "Simple propósito" y "doble propósito" - reflejan únicamente la fuente primaria de calor en los procesos térmicos. Aquí cabe aclarar que una planta de simple propósito y una de doble propósito no difieren entre sí en cuan-

to a funcionamiento, características de los equipos, controles etc., y la designación de simple o doble propósito nos indica la fuente primaria de energía térmica necesaria para la desalación del agua.

El costo de vapor para una planta de simple propósito se supone que es de \$6/millón de BTU; este es un costo promedio en la generación de vapor cuando se quema un aceite combustible. Para una planta doble propósito, donde el vapor es tomado de una planta generadora de electricidad que usa vapor de alta presión; el costo fluctúa entre \$2.50/millón de BTU para un vapor de 50 psi (3.5 - Kg/cm² abs.) y 280°F (138°C) a \$0.32 / -- millón de BTU para un vapor de 5.5 pulg. de mercurio (0.2 Kg/cm² abs.) y 130°F (55°C).

Los estimados de costos de inversión y el costo del agua se -- presentan aquí tan solo como un patrón para comparar y se deben de usar para determinar la tendencia que siguen dichos costos. Para un proyecto específico donde el lugar y la calidad del agua de alimentación ya han sido especificados, sus costos variarán considerablemente de los que se muestran aquí. El análisis de un lugar específico puede dar como conclusión que el orden no coincida con los tabulados en el presente trabajo.

La elección final de un proceso dependerá de los conceptos antes mencionados así como de la disponibilidad de energía y -- costos en el tiempo, el clima económico, las tasas de inflación esperadas para las varias categorías de costos y las restricciones social, legal y ambiental en el lugar propuesto para la localización de la planta.

En los estimados desarrollados para los costos de agua, la producción anual de diseño se fue disminuyendo con el tiempo para obtener diferentes capacidades de producción. El factor de --

operación o de servicio (por ciento del tiempo en que la planta está operando, referido a un año) para los procesos aquí considerados, el factor de servicio va de un 75- 95%. La tabla 7.1 enlista los factores de servicio para cada uno de los procesos, así como la fuente de alimentación. En el presente trabajo no se está considerando la capacidad de almacenamiento por un tiempo largo; por lo que los costos por concepto de tanques de almacenamiento se desprecian.

Las tablas 7.2 y 7.3 resumen los requerimientos de inversión de capital para plantas desaladoras de agua de mar y aguas salobres y/o residuales. Los costos se presentan como inversiones por unidad; es decir, dólares por metro cúbico por año para una planta que produce de 6.2- 7.4 MMm³/año. Estos mismos costos también se presentan en forma de gráficas de barra en las Figs. 7.1 y 7.2.

TABLA 7.1

FACTORES DE SERVICIO ASUMIDOS PARA CADA UNO DE LOS PROCESOS. (REFERENCIA 26).

<u>TIPO DE PLANTA</u>	<u>ALIMENTACION</u>	<u>FACTOR DE SERVICIO (%)</u>
MSP	Agua de mar acidificada.	75
Múltiple-efecto de tubos verticales	Agua de mar acidificada.	85
Múltiple-efecto de tubos horizontales, baja temperatura.	Agua de mar, no acidificada.	95
Múltiple-efecto de tubos horizontales	Agua residual	95
VC, baja temperatura	Agua de mar, no acidificada	95
Compresión de Vapor (VC)	Agua residual	85
Osmosis Inversa	Agua de mar	85
	Agua Salobre	92
	Agua residual	85
Electrodialísis (ED)	Agua Salobre	95

TABLA 7.2
(REFERENCIA 26)

COMPARACION DE INVERSION PARA PLANTAS DESALADORAS DE AGUA DE MAR.

Capacidad de 6.2 a $7.4 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{año}$ (de 18.9 a $22.5 \times 10^3 \text{ m}^3 / \text{dfa}$) .

TIPO DE PLANTA	\$ / m ³ / Año (Finales de 1982)
PLANTAS DE SIMPLE PROPOSITO	
Flash Multietapa ^(a)	5.4
Múltiple-efecto de tubos verticales ^(a)	4.8
Compresión de vapor, baja temperatura. ^(b)	3.4
Osmosis Inversa:	
1- Usando Fibra fina hueca	2.7
2- Usando Devanado en espiral	2.9
PLANTAS DE DOBLE PROPOSITO	
Flash Multietapa ^(a)	5.4
Multi-efecto:	
Tubos Verticales ^(a)	4.8
Tubos horizontales ^(c)	4.2
Tubos Horizontales, baja temperatura ^(d)	3.7

- (a) Razón de rendimiento de 12, con adición de ácido, - temperatura del vapor 121°C . (PR = lb H₂O Producto - 1000 BTU).
- (b) Bajo uso de energía (38 KWH / 1000 Gal)
- (c) Razón de rendimiento de 6, sin acidificación, temperatura del vapor (82°C).
- (d) Razón de rendimiento de 2.85, sin acidificación, temperatura del vapor (57°C).

TABLA 7.3
(REFERENCIA 26)

COMPARACION DE INVERSION PARA PLANTAS DESALADORAS DE -
AGÜAS SALOBRES.

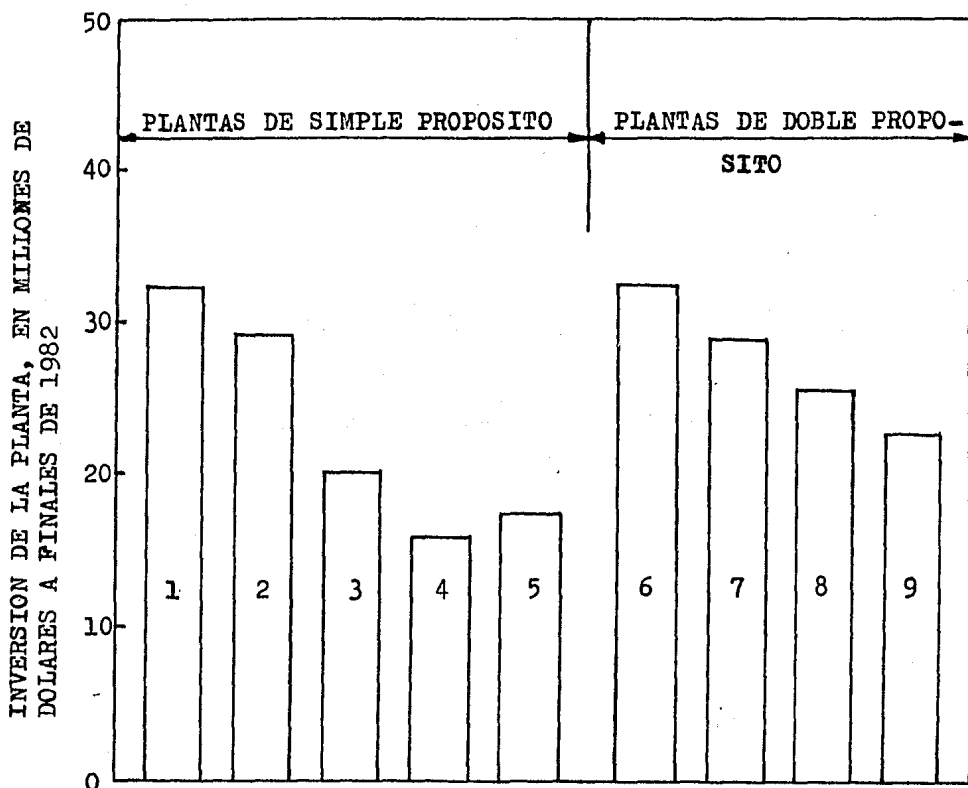
Capacidad de 6.2 a 7.4 millones de m^3 /año (18.9 a -
22.5 X $100^3 m^3$ /día) .

TIPO DE PLANTA	\$ / m^3 / AÑO (Finales de 1982)
ALIMENTACION: Aguas Salobres	
Osmosis Inversa	0.60
Electrodialisis:	
Alimentación de 2,000 ppm	1.00
Alimentación de 3,500 ppm	1.40
ALIMENTACION: Aguas Residuales	
Osmosis Inversa (a)	0.76
Compresión de Vapor (b)	3.60
Múltiple-efecto de tubos horizontales, baja temperatura (a)	3.60

(a) Para aguas residuales municipales

(b) Para aguas residuales industriales

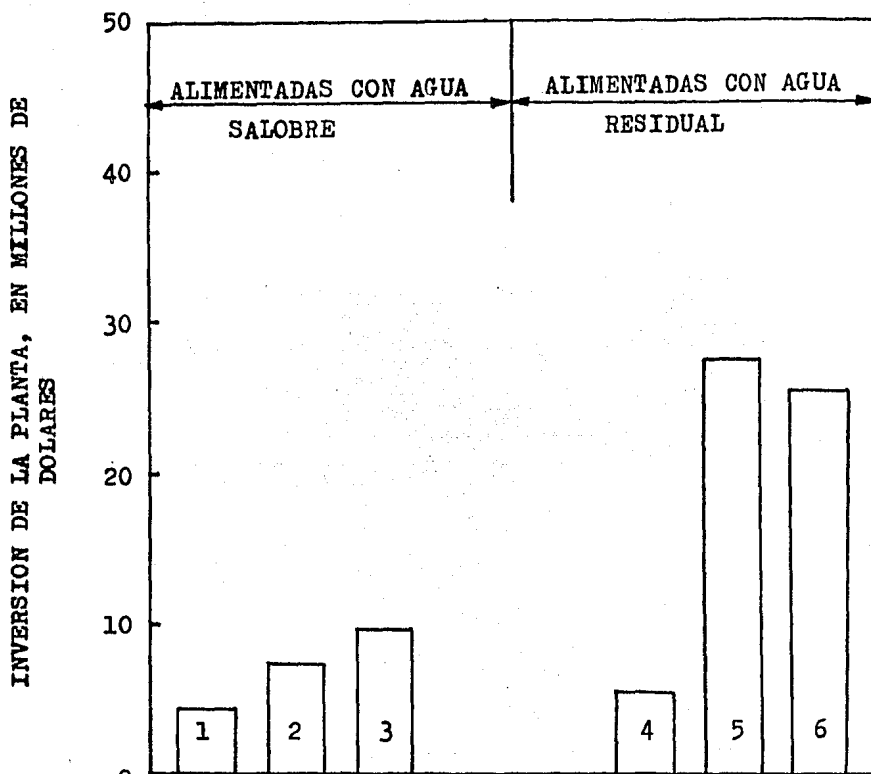
(Desecho de torres de enfriamiento)



CLAVES DE LAS BARRAS :

- 1 Flash multietapa
- 2 Evaporación múltiple efecto de tubos verticales
- 3 Compresión de vapor, alta eficiencia
- 4 Osmosis Inversa de fibra hueca
- 5 Osmosis Inversa de devanado en espiral
- 6 Flash multietapa
- 7 Evaporación múltiple efecto de tubos verticales
- 8 Evaporación múltiple efecto de tubos horizontales
- 9 Evaporación múltiple efecto de tubos horizontales, baja temperatura

FIG. 7.1. INVERSION REQUERIDA PARA LA DESALACION DE AGUA DE MAR - CAPACIDAD INSTALADA 6.90 MILLONES DE-
M³ / AÑO. (REFERENCIA 26)



CLAVES DE LAS BARRAS :

- 1 Osmosis Inversa de un solo paso
- 2 Electrodialísis con alimentación de 2,500 ppm
- 3 Electrodialísis con alimentación de 3,500 ppm
- 4 Osmosis Inversa
- 5 Compresión de vapor
- 6 Evaporación múltiple efecto de tubos horizontales, baja temperatura

NOTA: En dólares a finales de 1982.

FIG.7.2. - INVERSION REQUERIDA PARA DESALACION DE AGUA SALOBRE Y AGUA RESIDUAL - CAPACIDAD INSTALADA - 6.91 MILLONES DE M³/AÑO (REFERENCIA 26)

De la fig. 7.1 se observa que para agua de mar, la planta menor inversión es la Osmosis Inversa (OI) para una capacidad instalada de $6.9 \text{ MMm}^3/\text{año}$, usando configuraciones ya sea de fibras huecas o de devanado en espiral. Esto igualmente es válido para agua salobre y le sigue en costo la electrodiálisis (ED) , pero el costo de inversión de esta última depende de la salinidad de la alimentación. En este trabajo la ED no se considera como un proceso alterno porque actualmente la ED está en una etapa experimental y sólo se aplica cuando se trata de desalar aguas salobres y/o residuales con un contenido de sales no mayor de 3,500 ppm.

El costo del agua producida expresada como U.S.Dlls./ m^3 se muestra en la tabla 7.4 con una división de tres categorías de costos (promedios por año) y son: Capital, energía y otros -- (incluyendo mano de obra, suministros de operación y materiales de mantenimiento). La tabla 7.4 indica que para una planta de simple propósito que opera con agua de mar, el costo más bajo para producir agua de buena calidad se obtiene mediante el proceso de compresión de vapor que utiliza un vapor de baja presión. Sin embargo, cuando la alimentación es agua salobre el costo más bajo se obtiene ya sea por ED u OI. Pero al igual que en el costo de inversión de la planta, el costo del producto de la ED se ve influenciado por la composición de la alimentación lo cual se puede observar en la diferencia de costos de agua para 2,000 y 3,500 ppm de agua de pozo.

Tabla 7.4. Comparación de los costos estimados para la desalación de agua de mar^(a)
 (Capacidad de 6.2 a 7.4 millones de m³/año).

Ref. 26

TIPO DE PLANTA	\$/m ³			COSTO TOTAL DEL AGUA \$/m ³
	COSTOS DE CAPITAL ^(b)	COSTOS DE ENERGIA	OTROS COSTOS	
	% DEL COSTO TOTAL			
ALIMENTADAS CON AGUA DE MAR				
Plantas de simple propósito ^(c) :				
Flash multietapa	42	52	6	2.35
Múltiple efecto de tubos verticales	37	58	5	2.11
Compresión de vapor, baja temperatura	42	52	6	1.13
Osmosis Inversa ^(d)	33	36	31	1.30
Plantas de doble propósito ^(e) :				
Flash multietapa	57	35	8	1.78
Múltiple efecto :				
Tubos verticales	54	38	8	1.46
Tubos horizontales	49	42	9	1.22
Tubos horizontales, baja temperatura	58	34	8	0.97
ALIMENTADAS CON AGUAS SALOBRES				
Osmosis Inversa	28	41	31	0.32
Electrodiálisis :				
Alimentación con 2,000 ppm	51	30	19	0.30
Alimentación con 3,500 ppm	50	32	18	0.40
ALIMENTADAS CON AGUAS RESIDUALES				
Osmosis Inversa ^(f)	26	33	41	0.46
Compresión de vapor ^(g)	31	65	4	1.86
Múltiple efecto de tubos horizontales, baja temp. ^(f)	56	36	8	0.89

SUPERINDICES DE LA TABLA 7.4 :

- (a) Todos los costos están en dólares a finales de 1982.
- (b) Basados sobre 10% 20 años más 2% por concepto de impuestos por año.
- (c) Costo del vapor 6 U.S. Dlls./millón de BTU.
- (d) Osmosis Inversa con recobro de energía.
- (e) Rango de costos del vapor 0.32 a 2.5 U.S. Dlls./millón de BTU.
- (F) Alimentada con agua residual municipal.
- (g) Alimentada con agua residual industrial (ej. rechazo de torres de enfriamiento).

El efecto del costo de energía se observa claramente cuando se acopla una planta de desalación por destilación a una planta de generación de energía (Por ejemplo una termoeléctrica) , - para obtener una planta de doble propósito con el fin de abatir costos. El impacto del costo de energía en el costo total del producto se puede observar al hacer la comparación vía costos - entre las plantas de simple y doble propósito de la tabla 7.4. - $\text{MMm}^3/\text{año}$. Es importante hacer notar que el porcentaje con -- que contribuye el costo de energía al costo de agua total es - uno de los más importantes.

Para minimizar los costos de energía en las plantas desalado-- rras de OI, se supuso que el sistema de recobro de energía ha - bía sido incorporado. El recobro de energía no se supuso para las plantas que operan a baja presión para desalar aguas salobres, debido a los costos de capital se incrementan en gran -- medida por la compra del sistema de recobro de energía, y esto anula el ahorro que se lograría al ser instalado dicho recobro.

Los costos de inversión de la planta y del agua producto discu-- tidos anteriormente están basados en una planta con una capaci-- dad nominal de 6.2 a 7.4 millones de $\text{m}^3/\text{año}$. La economía lo-- grada por tamaño de planta se indica por los datos mostrados - en la tabla 7.5; la cual muestra los costos unitarios para --- plantas de 1.3, 6.2 y 14.8 millones de $\text{m}^3/\text{año}$. Para cada una-- de estas tecnologías, el costo del producto obtenido por plan-- ta tiende a un valor constante a medida que se incrementa el - tamaño de la misma, debido a que las plantas desaladoras son - de construcción modular y una planta compleja de gran tamaño - está compuesta de un número de módulos de menor tamaño. Por -- ejemplo las plantas de membrana, los módulos individuales más-- pequeños pueden ser hasta de $120,000 \text{ m}^3/\text{año}$, para una instala-- ción de gran tamaño. Las plantas de destilación rara vez exce-- den los 8.6 millones de $\text{m}^3/\text{año}$, en un sólo tren. Las plantas

de destilación por compresión de vapor más comerciales producen alrededor de 1.2 millones m³/año.

Tabla 7.5. Efecto estimado de la capacidad de la planta en el costo del agua producto.
Ref. 26

P R O C E S O S	COSTO DEL AGUA PRODUCTO, RELATIVA AL COSTO DE PTODUCCION DE UNA PLANTA DE 6.2 MILLONES DE M ³ /AÑO		
	1.3x10 ⁶ M ³ /AÑO	6.2x10 ⁶ M ³ /AÑO	14.8x10 ⁶ M ³ /AÑO
Todos los procesos que emplean agua de mar	1.40-1.50	1.0	0.85-0.90
Procesos que emplean aguas salobres: Osmosis Inversa y múltiple efecto de tubos horizontales, baja temperatura	1.30-1.35	1.0	0.90-0.95
Electrodialísis inversa (EDR)	1.80-1.90	1.0	0.85-0.95

7.3) AHORRO LOGRADO POR EL MEZCLADO DE AGUAS DE DIFERENTES SALINIDADES.

En la sección anterior, los costos enlistados son para el agua producto resultantes de los diferentes procesos de desalación. Esto es importante porque como se ha mencionado en algunas secciones de este trabajo que el agua para que se considere potable su contenido en sales debe ser alrededor de 500 ppm, esto es, si el contenido de sales será muy por abajo de esa cantidad o si está por encima de la misma, esta agua no podrá ser considerada como agua para consumo humano porque le traería alteraciones en su organismo. Se menciona en esta parte del trabajo porque todos los procesos de desalación dan un agua producto con un contenido en sales mucho menor de las 200 ppm, la cual no se puede consumir en esas condiciones y lo que hace mezclar esta agua con otra que contenga más sales para obtener una agua de 500 ppm. El mezclar dichas aguas trae consigo una reducción de costos. Se incluye la fig. 7.3 para ayudar al lector en el ajuste del costo de agua proporcionando por la mezcla. Por ejemplo, si una agua de pozo con 2000 ppm de sólidos disueltos está disponible, el agua producto de la destilación de 10 ppm puede mezclarse para obtener un producto de 500 ppm obteniéndose un ahorro del 25% en el costo del producto. Un beneficio adicional del mezclado es que se incrementa el volumen de agua que puede ser usada. Luego, en el ejemplo citado antes, una planta desaladora de 6.9 millones de m³/año producirá en realidad 9.1 millones de m³/año ya mezclada, es decir, 25% en volumen más de agua producto; dicha agua contendrá 500 ppm de sólidos disueltos totales. La fig. 7.3 permite hacer los cálculos de costos para aguas de otras purezas.

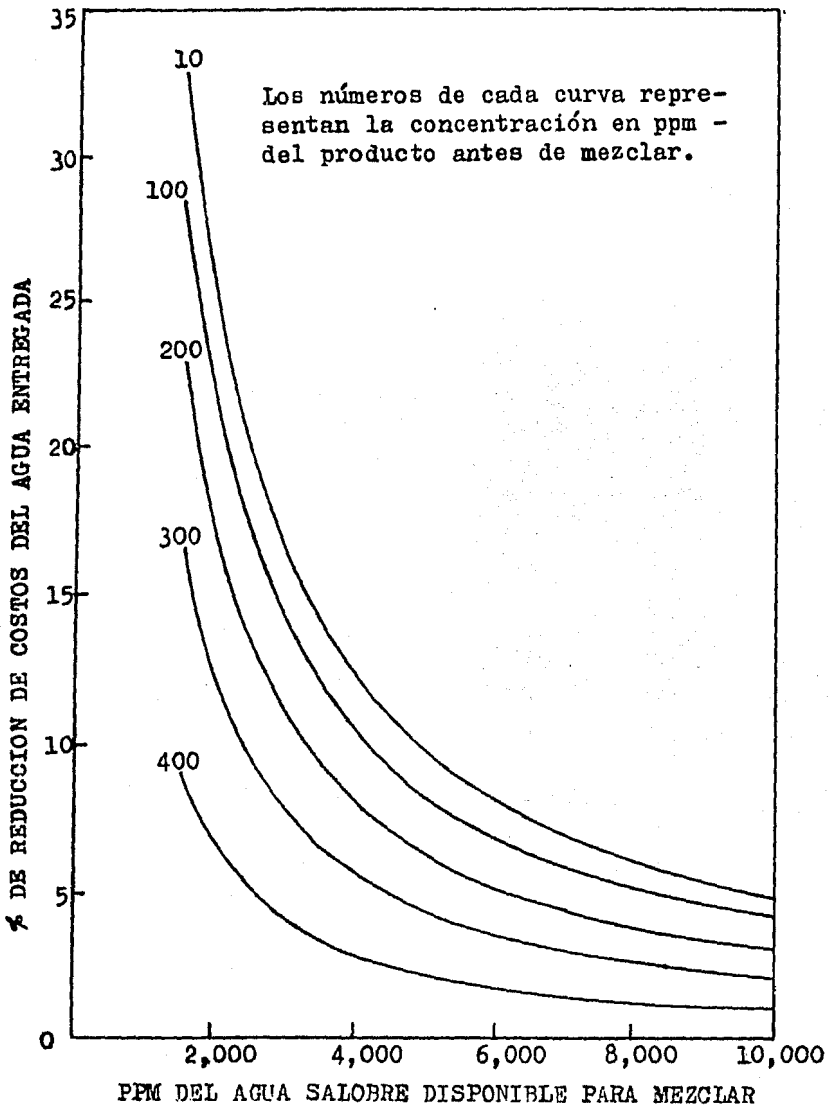


FIG. 7.3 AHORRO EN COSTO, RESULTANTE DE MEZCLAR AGUAS DE DIFERENTES SALINIDADES PARA OBTENER UNA AGUA DE 500 PPM . (REFERENCIA 26)

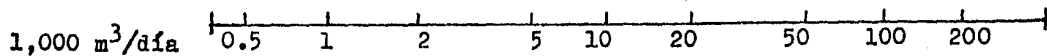
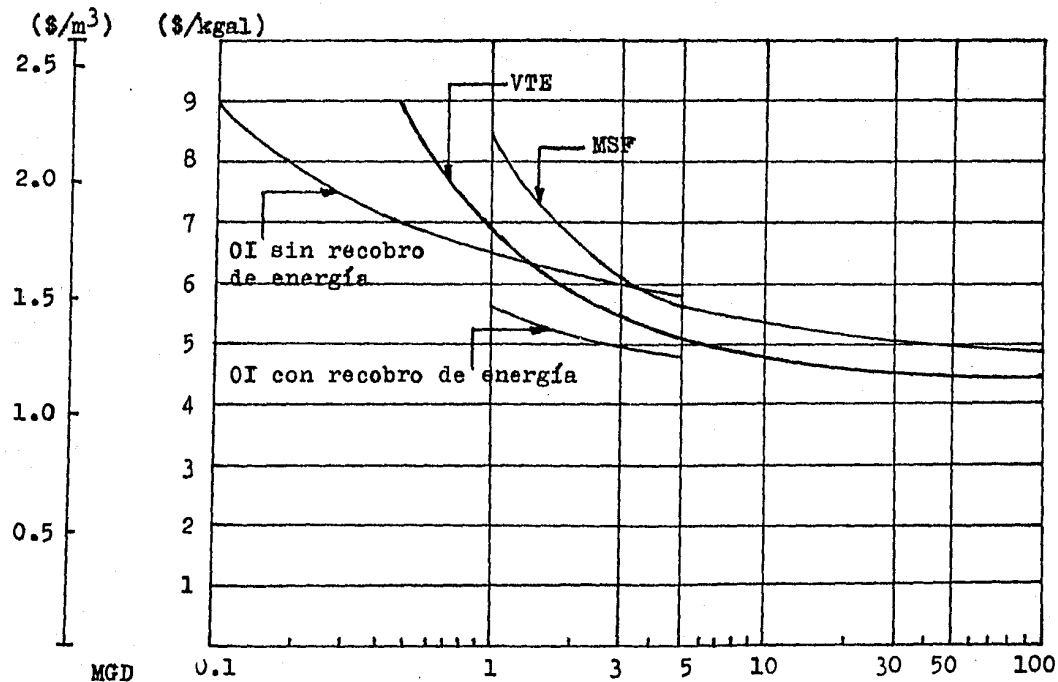


Fig. 7.4. Costos de agua a partir de agua de mar.
 (Todos los costos están en miles de dólares de
 finales de 1981)
 (Ref. 29)

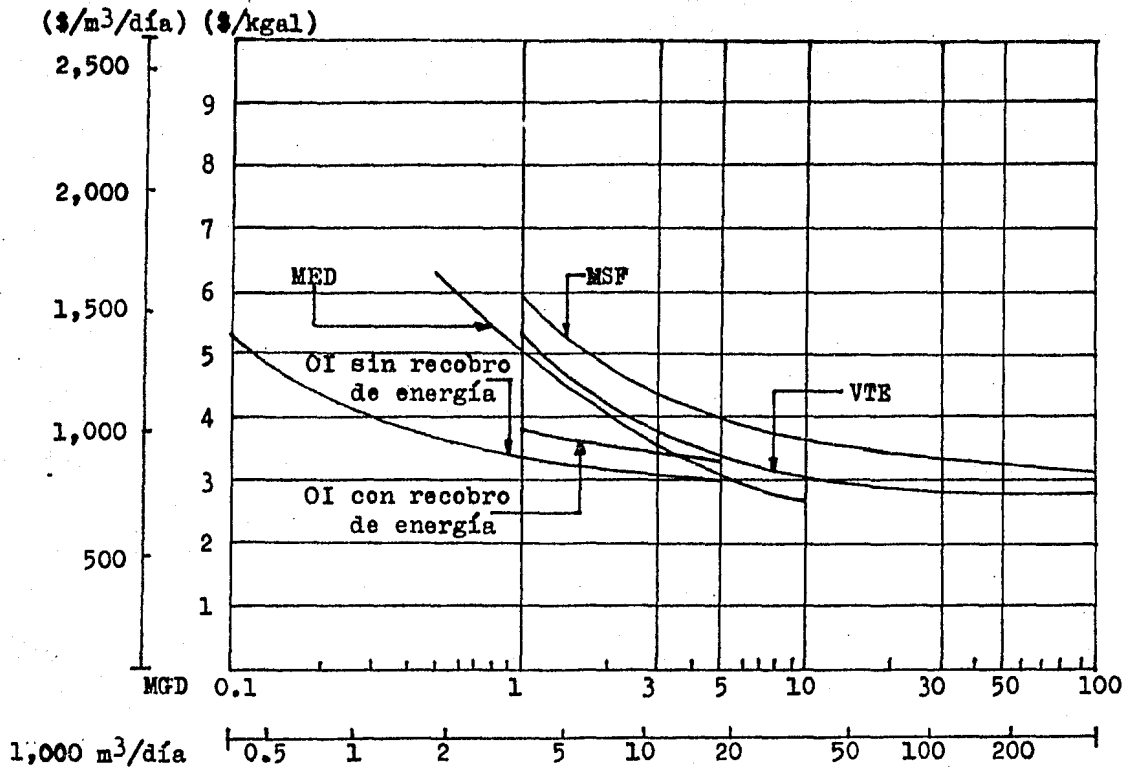


Fig. 7.5. Costos de capital de equipo para desalación de agua de mar.
 (Todos los costos están en miles de dólares para finales de 1982)
 (Ref. 29)

CAPITULO VIII

RESULTADOS.

El intentar reproducir aquí los resultados a el presente estudio equivale a representar en forma de gráficas a tablas los datos arrojados, indicando condiciones y premisas consideradas para la elaboración de ellas. Ello daría como resultado que se reprodujeran gráficas y tablas de los capítulos IV, VI y VII, para lo cual remitimos e invitamos al lector a revisar ta les capítulos.

B. DISCUSION

La elección final de un proceso desalador que es alimentado por agua de mar debe considerar aspectos fundamentales como lo son:

- 1) Conocimiento en arranque, operación y funcionalidad del proceso.
- 2) Posibilidad de modificar la capacidad según las necesidades sin efectuar cambios sustanciales al proceso.
- 3) Facilidad de ajuste al proceso a cambios de características de la alimentación.
- 4) Evitar lo más posible la dependencia tecnológica.
- 5) Que sea un proceso factible económicamente.

La discusión que aquí se efectúa es básicamente en torno a estos puntos.

Aun cuando la OI tiene un principio teórico muy sencillo, la tecnología de membranas aún está en proceso de investigación, aun cuando ya se producen en forma comercial muchos tipos de ellas con buenas características. Dicha investigación es con el objeto de lograr mejores membranas tanto en sus características físicas como termodinámicas, lo cual mejorará la delgada piel sintética haciéndola más permeaselectiva.

Todo ello arroja como resultado que el equipo de Osmosis Inversa (los permeadores) sea muy sofisticado, por lo cual se requiere de asistencia técnica en la construcción, operación y -- arranque de la planta.

La gama de modulos, la diversidad de posibles arreglos de módulos, la redundancia necesaria en el diseño y el pretratamiento más especializado en la Osmosis Inversa hace necesario el considerar más de una vez la posibilidad de instalar un sistema -- por OI, más aún si tenemos en cuenta que las membranas, preparadas por diferentes técnicas y de diferentes materiales; no -- son producidos nacionalmente. Así mismo también es importante recordar que el diseño de una planta de OI es para características específicas del fluido a tratar, y sólo es aplicable para dichas condiciones tales como la calidad de alimentación y -- producto, Temperatura a la entrada, Potencial de Hidrógeno -- (PH), gases disueltos, residuos de cloro, y otros.

En condiciones tales que se requieran volúmenes de agua del -- orden de 2,000 a 3,000 m³/día OI es un proceso muy barato y -- que ocupa poco espacio; esto es atractivo en lugares tales como hoteles, plataformas marinas, pequeñas comunidades costeras -- barcos y pequeñas plantas químicas y empacadoras situadas a la orilla del mar. Por supuesto es importante mencionar nuevamente que para accionar este proceso sólo se requiere de electricidad y que la investigación para la conversión de energía solar en electricidad ya ha -- arrojado resultados y es una realidad presente.

Por su parte los procesos de destilación de varias etapas en -- el tratamiento de agua de mar han probado que la producción de grandes volúmenes de agua tratada tiene un menor costo que --- otros procesos. En el caso específico de el proceso Evaporación Flash Multietapa (MSF) se tiene que es el mayor volumen -- puede procesar, es un proceso muy conocido a nivel mundial el

pretratamiento requerido es menos sofisticado que en OI, proceso comercial bien definido, puede trabajar a diferentes capacidades, y es adaptable a los cambios de las condiciones de operación, por otro lado se tiene que son cámaras de gran tamaño que requieren un espacio grande para su instalación.

En cuanto a necesidades de un volumen intermedio de agua habrá que considerar asimismo a la termocompresión de vapor, junto con otros procesos; la decisión aquí será definitivamente en función de proyección a futuro cercano de la planta y las condiciones locales específicas de la planta.

Es indispensable en este punto tocar la realidad nacional y el panorama que en él se presenta.

La mayoría de las plantas OI operando actualmente en la República Mexicana son plantas fabricadas por compañías extranjeras, como lo son Ajax, Polymetrics, Fluid Systems, Du Pont, Permut, Envirogenics, Aquachem, Hytres, Cass Corporation, Millipore, Osmonics, Aquanners, Purification, Techniques, Barnstead, Aqua media, Amsco, Village Marin y CKSS (Alemana esta última).

La comisión para aprovechamiento de Aguas Salinas (CAAS), luego Dirección General de Aprovechamiento de Aguas Salinas y Energía Solar (DIGAASES), y en la actualidad Instituto SEDUE a partir de 1976 empezó a fabricar unidades de OI, utilizando membranas de manufactura norteamericana. Doce de estas plantas con una capacidad de $15 \text{ m}^3/\text{día}$, situadas en Baja California Norte y Sur, San Luis Potosí, Sonora, Coahuila, Nuevo León, Tamaulipas, Zacatecas y Quintana Roo; están actualmente en operación. Sólo se fabricaron dos unidades pequeñas con membranas manufacturadas en los laboratorios de DIGAASES. La mayor parte de estas plantas se transfirieron a partir de 1980 a los

sistemas de agua potable de los Estados indicados. A partir de entonces DIGAASES se dedicó a la aplicación de la energía solar (Pionera a nivel mundial en este campo) a la desalación, específicamente a la desalación por evaporación instantánea en etapas múltiples y Osmosis Inversa, por supuesto se dejó la investigación de la elaboración de membranas.

Existe pues la necesidad de integrar ingeniería y equipos nacionales a la desalación por OI para evitar la importación y dependencia tecnológica. Ello exige adentrarse en los fenómenos involucrados en el transporte a través de la membrana, un conocimiento profundo del equipo y proceso así como la experiencia en el arranque y operación adecuada de estas plantas.

Con respecto a los procesos de destilación, se tiene mayor experiencia en su principio, operación y diseño.

C. CONCLUSIONES

La comparación presentada nos indica que con respecto a la evaporación flash multietapa las posibilidades y limitaciones de la Osmosis Inversa son:

* Posibilidades.

- Las plantas de Osmosis Inversa de 2,000 a 3,000 m³/día operan con bajos costos de energía.
- El proceso puede remover el agua a bajas temperaturas y un PH neutro.
- El proceso puede operar en forma intermitente o continua
- La investigación ha logrado constantes mejoras de membranas y con ello de fluxes logrados por ellas.
- Ocupa poco espacio.

* Limitaciones.

- La vida de la membrana es crítica a la eficiencia económica. Siendo el problema fundamental la incrustación de la membrana.
- Hay limitantes para la concentración de sales permitida a la entrada del módulo de membranas.
- Se requiere mantener los valores de presión, temperatura y PH.
- Requiere alto mantenimiento y tratamiento.
- Es una técnica relativamente nueva lo cual crea la posibilidad de que sea un proceso obsoleto.
- La incertidumbre de la factibilidad económica ha sido el principal factor que ha limitado el uso de este proceso-ésto ocurre a nivel mundial.

D. RECOMENDACIONES

Los datos que aquí se han presentado deben ser tomados en consideración con toda la cautela que merece el saber que las condiciones tecnológicas y sobre todo las económicas - han sufrido cambios severos en el ámbito internacional, -- cambios que han reducido drásticamente el precio del petróleo (Febrero de 1986). En tanto que el problema de la contaminación atmosférica ha ido en aumento, lo cual crea la necesidad de disminuir formas de energía que en su generación emiten agentes contaminantes a la atmósfera.

El elegir un proceso para desalar agua de mar lleva consigo el considerar los aspectos tanto específicos del lugar como los tecnológicos y financieros generales, la elección será una proyección que en lo posible debe tomar en cuenta los cambios futuros a estos tres aspectos para el lugar específico de la localización de la planta.

APENDICE 1. PROPIEDADES GENERALES DEL AGUA DE MAR ESTANDAR.

A- 1 (1)

FORMAS DE EXPRESAR CONCENTRACION EN LA
COMPOSICION DE AGUA DE MAR.

CLORONIDAD: Originalmente definida como "Cantidad total de -- cloro (gramos) contenida en un Kilogramo de -- agua de mar, después de que todo el bromuro y --- ioduro han sido reemplazados por cloruro". La redefinición se expresa como "la masa en gramos de plata requerida para precipitar los halógenos en 328.5233 gramos de agua de mar".

CLOROSIDAD: La cantidad total de cloro (gramos) contenida - en un litro de agua de mar a temperatura de 20°C- (68°F) después de que se ha reemplazado todo el bromuro y ioduro por cloruro.

SALINIDAD: La cantidad total de sólidos (gramos) contenido en un Kilogramo de agua de mar, cuando todo el -- carbonato ha sido convertido a óxido, todo el bro muro y ioduro se ha reemplazado por cloruro, y to da la materia orgánica ha sido completamente oxidada. En la presentación de datos de salinidad - casi siempre se tabula en por ciento, en tanto que la práctica común es hablar de partes por millón- (ppm).

A N E X O S .

(A P E N D I C E S) .

FACTOR DE
CONCENTRA-
CION.

La relación de la concentración de sales de agua con respecto a la concentración en agua de mar normal. La Office Of Saline Water acepta como "normal" al agua de mar teniendo una clorinidad de 19.00, una salinidad de 3.4325%, clorosidad de 1.9462%, y una cantidad total de sólidos disueltos (salinidad) de 3.4483% (Aproximadamente 35,000 ppm).

ALCALINIDAD
TOTAL:

La suma de las concentraciones de carbonato, bicarbonato e hidróxidos, todos expresados como partes por millon al equivalente a carbonato de calcio (CaCO_3).

REFERENCIAS.

1. Spiegler, K. S., "Salt-Water Purification ", P. 148 John Wiley & Sons, Inc., New York (1962).
2. U.S. Dept. of the Interior, Office of Saline Water, Research and Development Progress Report No. 25: "Critical Review of Literature on Formation and Prevention of Scale", pp. 31-32 (july 1959).
3. Sverdrup, H.J., Johnson, M.W. , and Fleming, R.H., "The Oceans", p. 50, Prentice-Hall, Inc., New York, N.Y.(1946).

A-1 (2)

TABLA DE CONVERSION PARA UNIDADES DE CONCENTRACION EN AGUA DE MAR

	FACTOR DE CONCENTRACION	SOLIDOS TOTALES ‰	SALINIDAD ‰	CLORONIDAD	CLOROSIDAD
0.25 Normal	0.25	0.8621	0.8581	4.75	4.866
0.50 Normal	0.50	1.7242	1.7163	9.50	9.731
1.00 Normal	1.00	3.4483	3.4325	19.00	19.462
1.50 Normal	1.50	5.1725	5.1488	28.50	29.193
2.00 Normal	2.00	6.8966	6.8650	38.00	38.924
2.50 Normal	2.50	8.6208	8.5812	47.50	48.655
3.00 Normal	3.00	10.3449	10.2975	57.00	58.386
3.50 Normal	3.50	12.0691	12.0138	66.50	68.113
4.00 Normal	4.00	13.7932	13.7300	76.00	77.848
4.50 Normal	4.50	15.5174	15.4463	85.50	87.579
5.00 Normal	5.00	17.2415	17.1625	95.00	97.310

NOTA: Las conversiones se basan en las siguientes ecuaciones empiricas estandar.

$$\text{Salinidad (\%)} = 0.003 + 0.1805 \text{ (CLORONIDAD)}$$

Solidos Totales

$$\text{Disueltos (\%)} = 0.0073 + 0.1811 \text{ (CLORONIDAD)}$$

$$1\% \text{ Salinidad} = 1.0046\% \text{ (Sólidos Totales Disueltos)}.$$

REFERENCIA:

Sverdrup, H.J., Johnson, M.W., and Fleming, R.H., "The Oceans", p. 50, Prentice-Hall, Inc., New York, N.Y. (1946).

A - 1 (3)

AGUAS DE MAR ESTANDAR.
(FACTOR DE CONCENTRACION = 1.0)

	<u>A</u>	<u>B</u>
Salinidad, %	3.501	3.4325
Clorinidad, %	1.9381	1.900
Clorosidad, %	1.9862	1.9462
Densidad (20°C) gr / Cm ³	1.0248	1.0243
Solución Equiva- lente de Cloruro de Sodio (%)	3.517	3.448
Iones Fuertes (Unidales mole- culares)	—	0.708

REFERENCIA:

"Normal Water"
Hydrographic Laboratories of Copenhagen, Denmark.
"Composition of Seawater "
Journal of Marine Research, 3, pp. 134-146, 1940.

A - 1 (A)

PROPIEDADES DEL AGUA DE MAR ESTANDAR
(SÓLIDOS DISUELTOS EN CANTIDADES CONSIDERABLES).

Total de Sólidos Disueltos, ppm	35,000
Cloro, ppm	19,350
Sulfato, ppm	2,712
Bicarbonato, ppm	142
Promo, ppm	67
Sodio, ppm	10,760
Magnesio, ppm	1,294
Calcio, ppm	413
Potasio, ppm	387
Estroncio	8
P _H	8.2

REFERENCIA:

Povel, S.T. and Associates "Engineering Evaluation of Factors Affecting Quality of Water Sources Available for Saline Water, Conversion Plants", Office of Saline Water Research and Develop. Progress Report No. 168, U.S. Government Printing Office, Washington, D.C., December 1965.

A - 1 (5)

CONCENTRACION DE SUSTANCIAS DISUELTAS EN AGUA DE MAR.

ELEMENTO	ABUNDANCIA (ppm)	ESPECIES PRINCIPALES.
Cloro Cl	19,353	Cl^-
Sodio Na	10,760	Na^+
Magnesio Mg	1,249	Mg^{2+} , MgSO_4
Azufre S	812	SO_4^{2-}
Calcio Ca	413	Ca^{2+} , CaSO_4
Potasio K	387	K^+
Bromo Br	67.3	Br^-
Carbón C	28	HCO_3^- , H_2CO_3 , CO_3^{2-} , 3, Com puestos Orgánicos
Estroncio Sr	8.0	Sr^{2+} , SrSO_4
Boro B	4.6	$\text{B}(\text{OH})_3$, $\text{B}(\text{OH})_2\text{O}^-$
Silicio Si	3.0	$\text{Si}(\text{OH})_4$, $\text{Si}(\text{OH})_3\text{O}^-$
Fluor F	1.3	F^- , MgF^+
Argón A	0.6	A (g)
Nitrógeno N	0.5	NO_3^- , NO_2^- , NH_4^+ , N_2 (g), 3, .. Compuestos Orgánicos.
Litio Li	0.17	Li^+
Rubidio Rb	0.12	Rb^+
Fósforo P	7×10^{-2}	H_2PO_4^- , HPO_4^{2-} , PO_4^{3-} , H_3PO_4

A - 1 (5) Continuación

ELEMENTO	ABUNDANCIA ppm	ESPECIES PRINCIPALES
Yodo I	6×10^{-2}	IO_3^- , I
Bario Ba	3×10^{-2}	Ba^{2+} , BaSO_4
Indio In	2×10^{-2}	
Aluminio Al	1×10^{-2}	$\text{Al}(\text{OH})_3$
Fierro Fe	1×10^{-2}	$\text{Fe}(\text{OH})_3$
Zinc Zn	1×10^{-2}	Zn^{2+} , ZnSO_4
Molibdeno Mo	1×10^{-2}	MoO_4^{2-}

REFERENCIA:

Goldberg, E.D., Chapter 5. "Chemical Oceanography".
Academic Press, N.Y., 1965.

PROPIEDADES FISICAS DEL AGUA DE MAR A 20°C

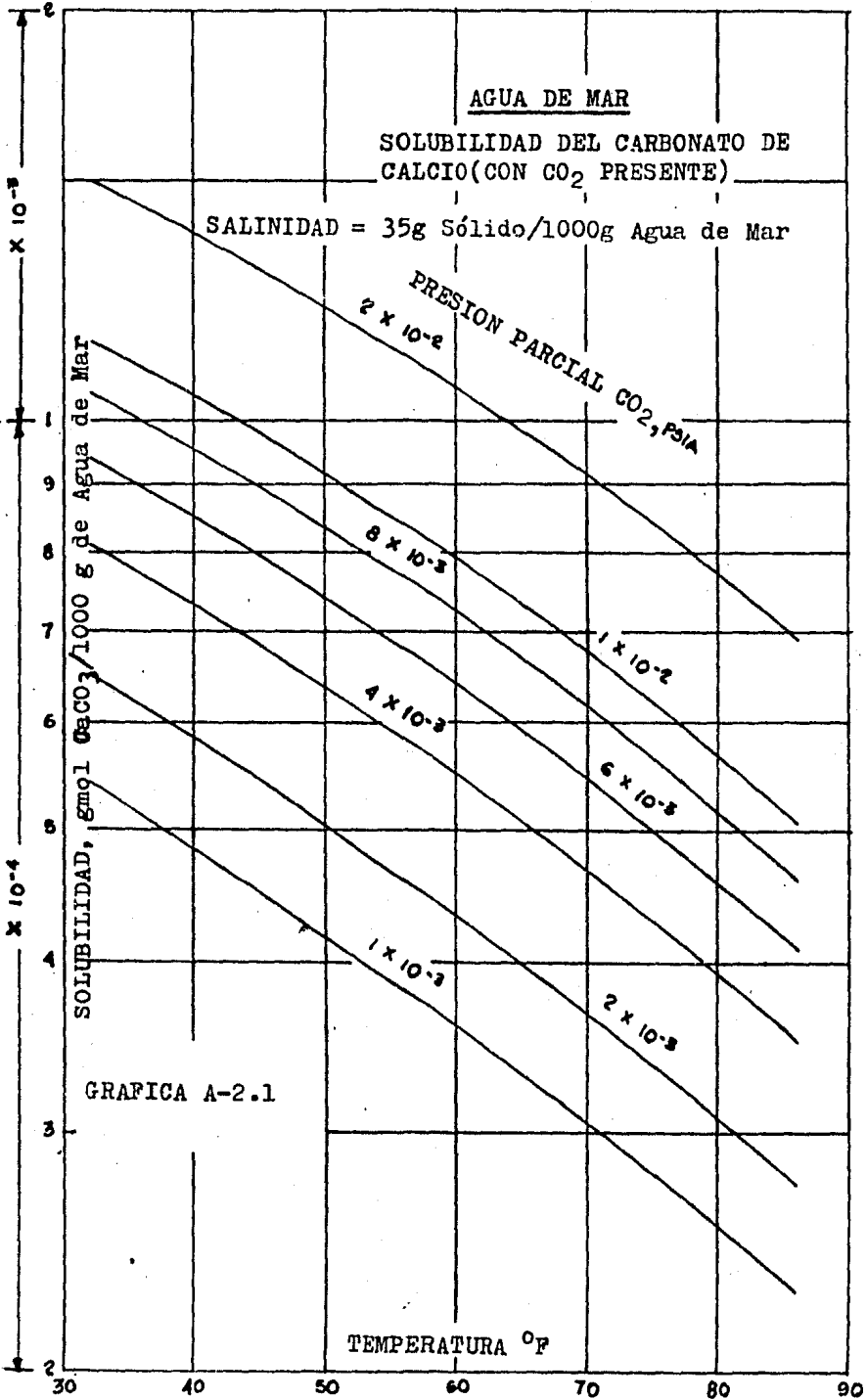
	RELACION DE CONCENTRACION DE AGUA DE MAR							
	0.5	1.0	1.5	2.0	3.0	4.0	Agua Fresca	
ρ (lb/ft ³)	—	63.9	—	—	—	—	—	62.3
C_p (Btu / lb - °F)	0.976	0.954	—	65.2	67.3	69.0	—	1.000
Conductividad Térmica (Btu / Hr - ft - °F)	—	0.338	—	0.332	0.327	—	—	0.345
Conductividad Eléctrica (mhos / cm)	—	4.9x10 ⁻²	—	—	—	—	—	—
Presión Osmótica (psi)	—	315	—	680	1185	1780	—	—
Presión de vapor (psia)	—	0.334	—	0.325	0.315	—	—	0.34
Elevación del Punto de E- bullición (°F)	—	1.23	—	2.67	4.25	—	—	—
Tensión Superficial (dinao / cm)	—	73.5	—	74.3	75.0	75.85	—	72.7
Viscosidad (lb/ft - hr)	—	—	2.57	—	2.85	—	—	2.4
Solubilidad O ₂ (ppm)	8.2	7.15	—	—	—	—	—	9.2
Solubilidad N ₂ (ft ³ / 1000 ft ³)	10.6	9.65	8.55	—	—	—	—	11.6

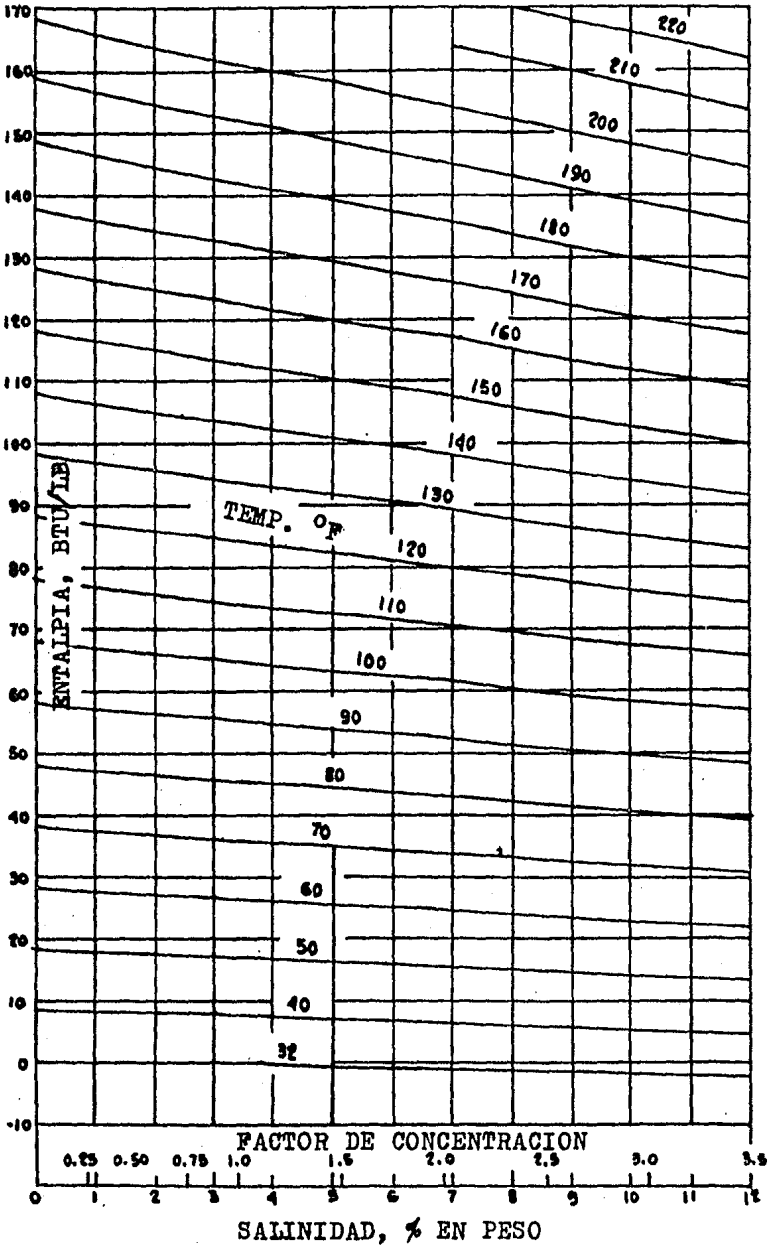
REFERENCIA:

"A Chemical Engineer's guide to Seawater I"
Chem. Eng., Nov. 3, 1969, pp. 81 - 86.

A P E N D I C E 2

PROPIEDADES DEL AGUA DE MAR, CON UN CONTENI
DO DE SOLIDOS TOTALES DISUELTOS DE APROXIMAA
DAMENTE IGUAL A 35,000 PPM (3.5% EN PESO),
ES DECIR, AGUA DE MAR ESTANDAR, CUYO FACTOR
DE CONCENTRACION ES 1.0



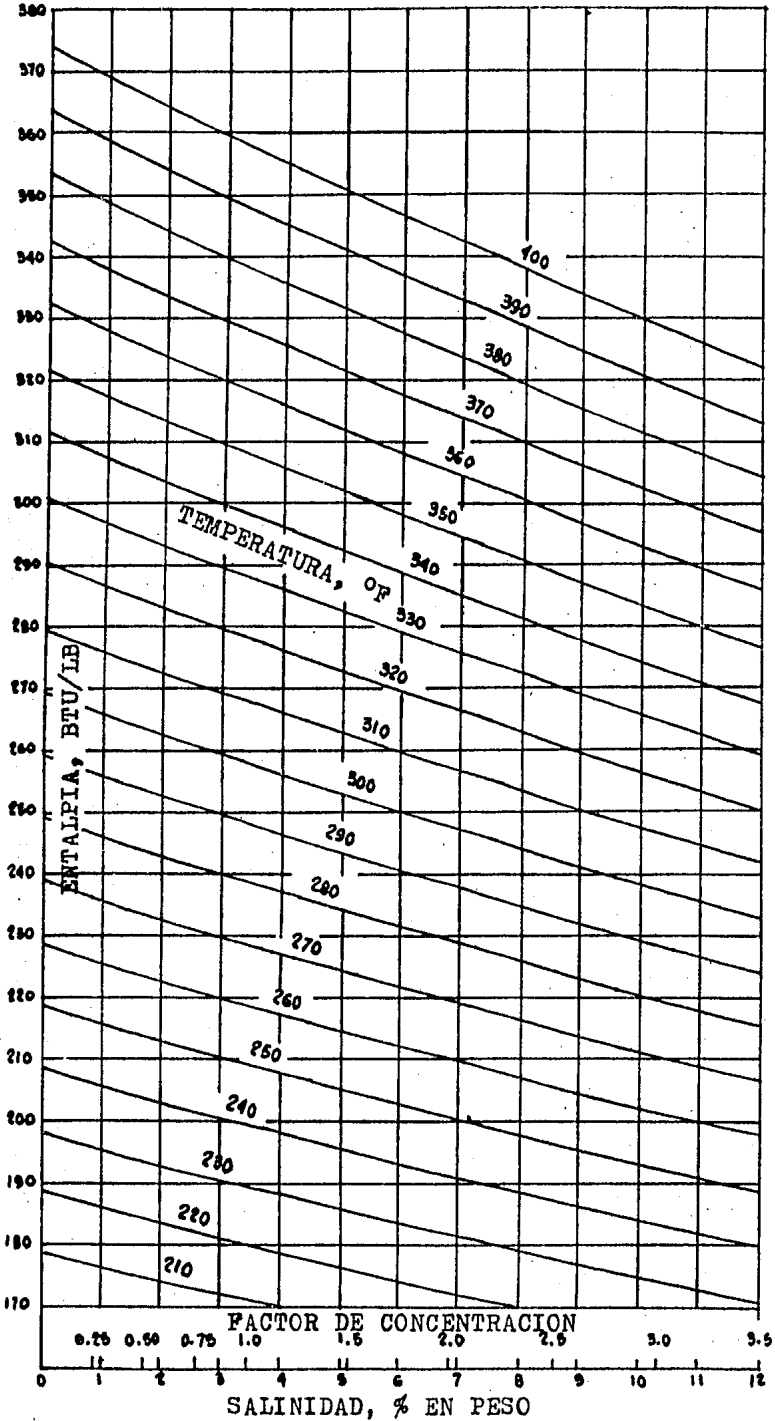


BASES :

H DEL AGUA A 32 °F = 0

H DE LA SAL A DILUCION INFINITA A 32 °F = 0

GRAFICA A-2.2a. ENTALPIA DEL AGUA DE MAR.



GRAFICA A-2.2b. ENTALPIA DEL AGUA DE MAR.

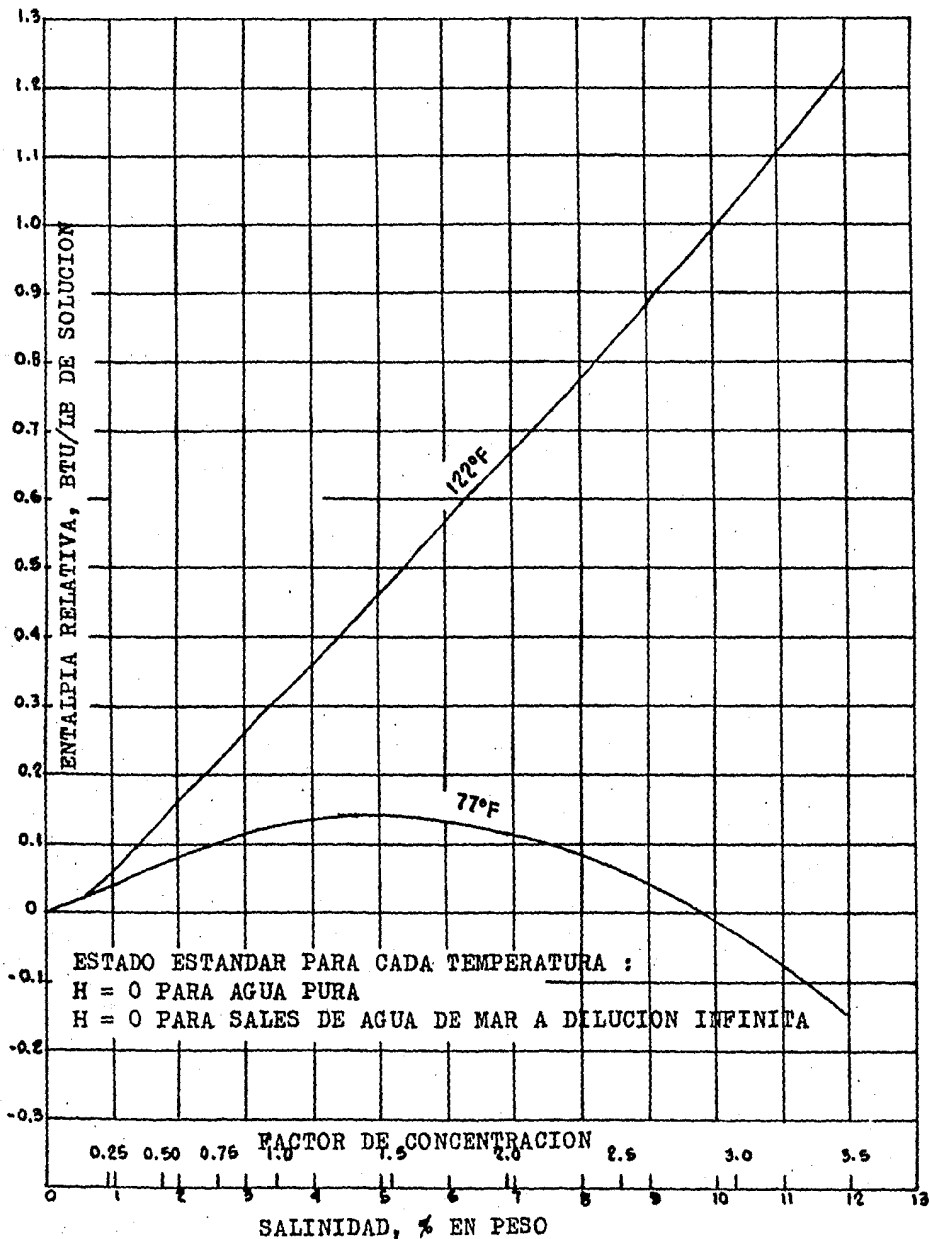


FIGURA A-2.3. CALOR DE SOLUCION PARA AGUA DE MAR.

Ejemplo para el uso de la Gráfica A-2.3

Problema: Estimar el calor absorbido o cedido en la producción de salmuera triplemente concentrada a partir de agua de mar normal (AMN) si la temperatura mantendrá constante a 77°F.

Solución: Base ; 1 lb de agua AMN

AMN = 34.483 gr. sólidos/1000gr de agua de mar.

= 3.54% Sólidos

= 3.43% Salinidad

Salmuera Triplemente Concentrada:

$3.43 \times 3 = 10.3\%$ Salinidad

Libras de Salmuera Triplemente

Concentrada Producida por $\text{Li} = \left(\frac{3.43}{10.3} \right) = 0.3331\text{bs.}$
bra de AMN

Del balance de masa

1 Lb de agua de mar = 0.333 A + 0.667B
de 3.43% Salinidad

$H_1 = 0.12$ Btu por libra de solución

$H_2 = 0.03$ Btu / Lb de Solución

$H_3 = 0$

Donde

A = Lbs de Salmuera al 10.3%

B = Lbs de Agua Pura

$$\begin{aligned} \text{Cambio de Entalpía} &= 0.333H_2 - H_1 = (0.333) (-0.03) - 0.12 \\ &= 0.13 \text{ Btu/lb de agua de mar normal.} \end{aligned}$$

Este calor cedido, si no es removido incrementará la temperatura de la salmuera en aproximadamente 0.2°F , considerando una capacidad calorífica de $0.917 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (Gráfica A-2.10)

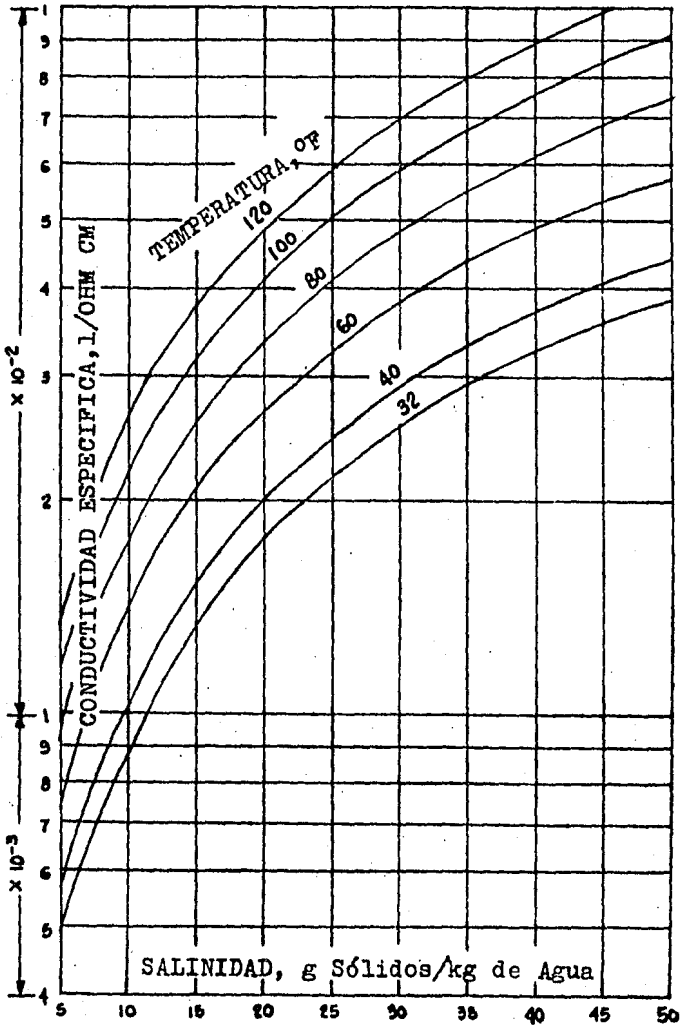
Problema: Repita el problema anterior para 112°F .

Solución: $H_1 = 0.3 \text{ Btu/ 1B de Agua de mar normal}$

$$H_2 = 1.03 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F Salmuera Triplemente Concentrada.}$$

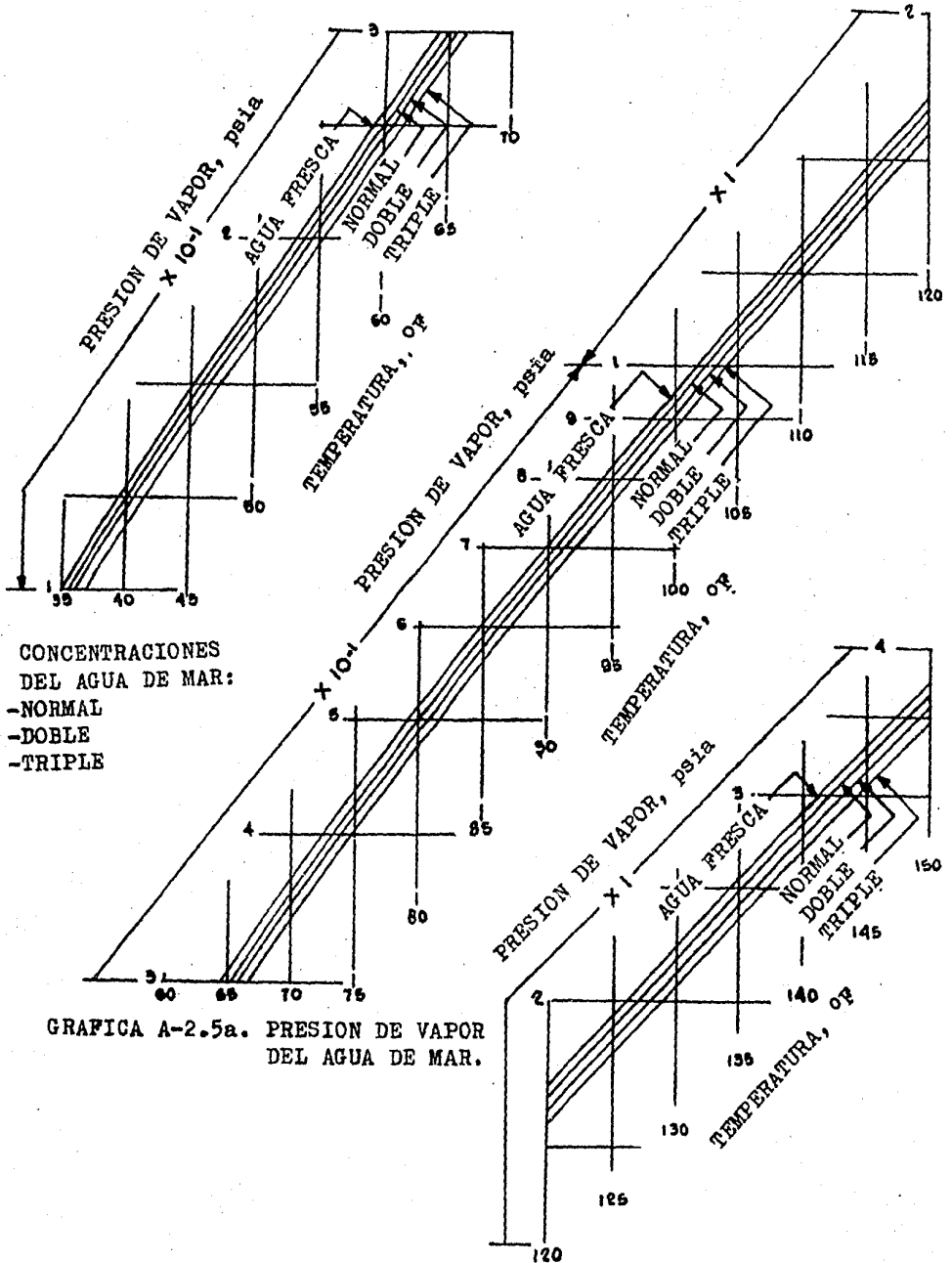
$$H = (0.333) (1.03) - 0.30 = 0.043 \text{ Btu lb de AMN}$$

Este calor es absorbido, si no es suministrado, causará una -- caída de temperatura de menos de 0.1°F .



NOTA : Los valores arriba de 80 °F fueron obtenidos por extrapolación.

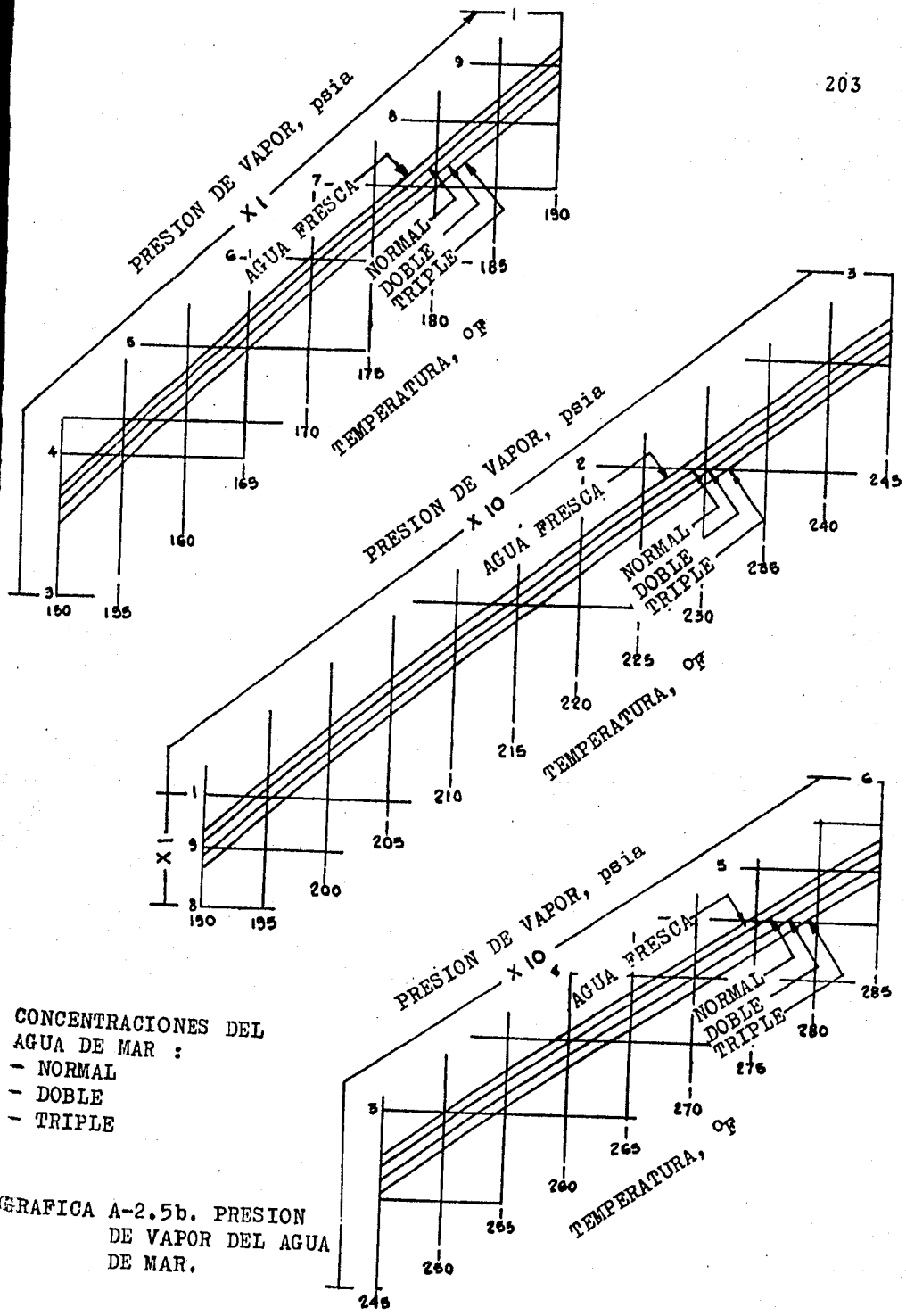
GRAFICA A-2.4. CONDUCTIVIDAD ELECTRICA DEL AGUA DE MAR.



CONCENTRACIONES
DEL AGUA DE MAR:

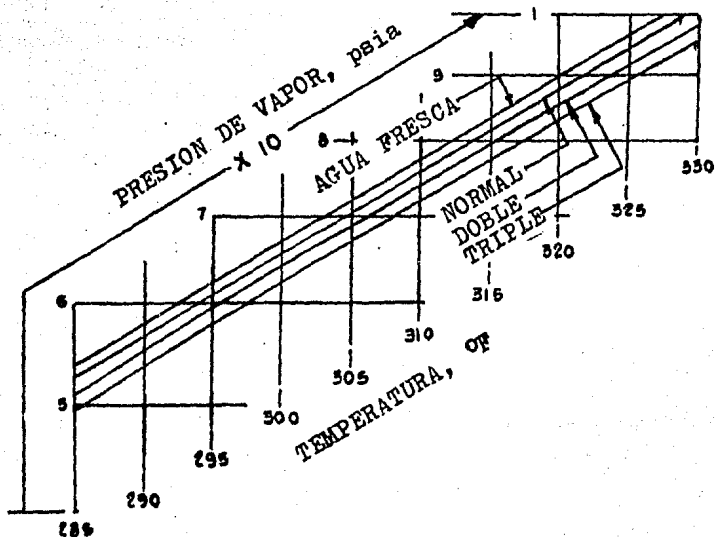
- NORMAL
- DOBLE
- TRIPLE

GRAFICA A-2.5a. PRESION DE VAPOR
DEL AGUA DE MAR.



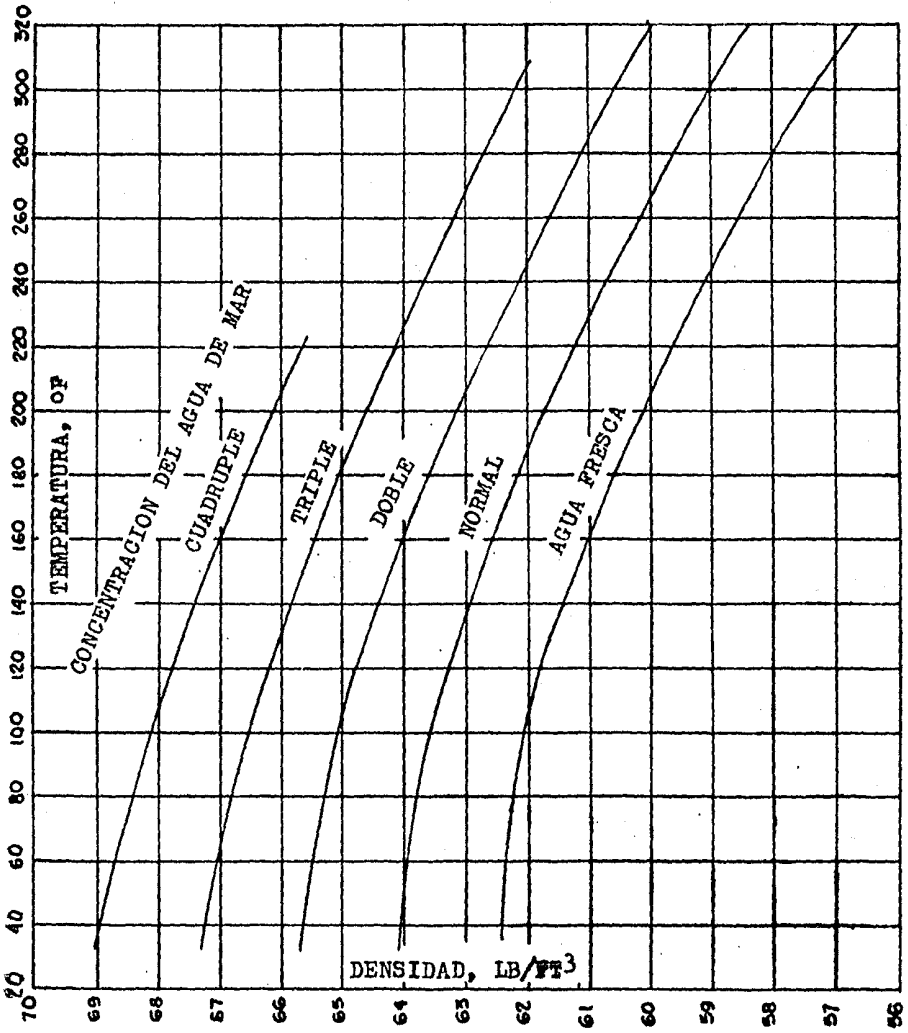
CONCENTRACIONES DEL
 AGUA DE MAR :
 - NORMAL
 - DOBLE
 - TRIPLE

GRAFICA A-2.5b. PRESION
 DE VAPOR DEL AGUA
 DE MAR.



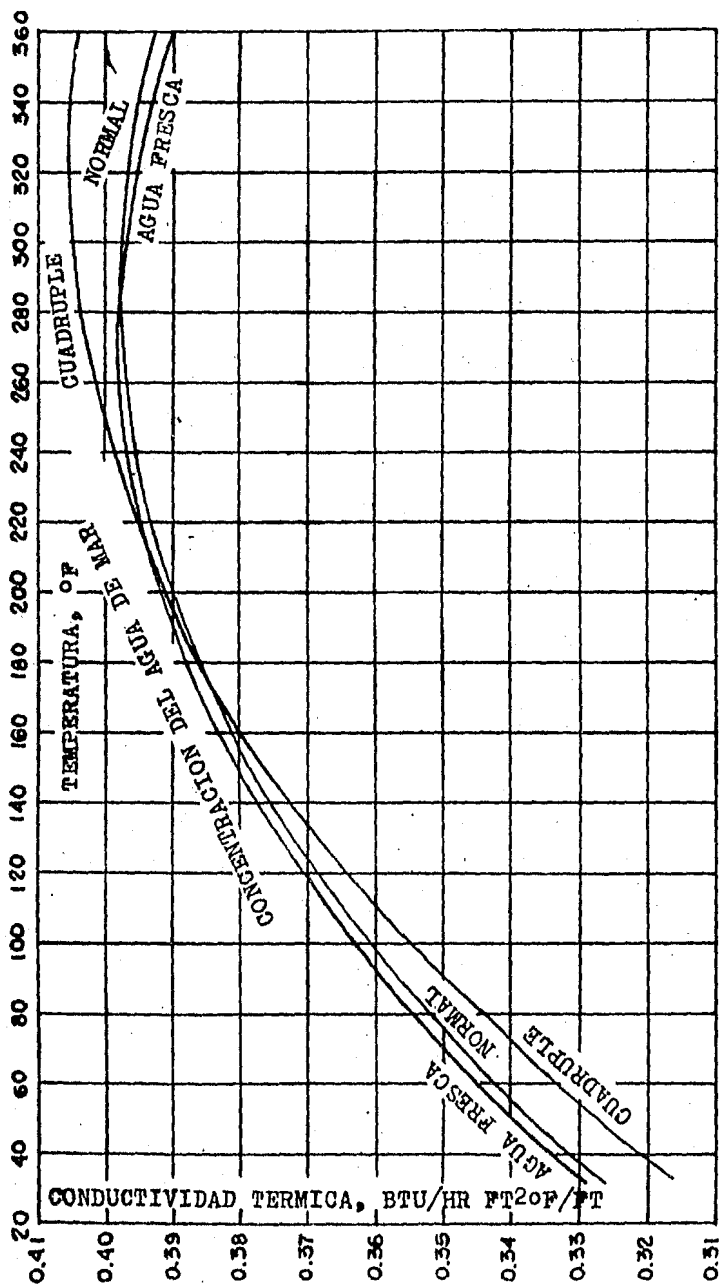
- + CONCENTRACIONES DEL AGUA DE MAR :
- NORMAL
 - DOBLE
 - TRIPLE

GRAFICA A-2.5c. PRESION DE VAPOR DEL AGUA DE MAR.

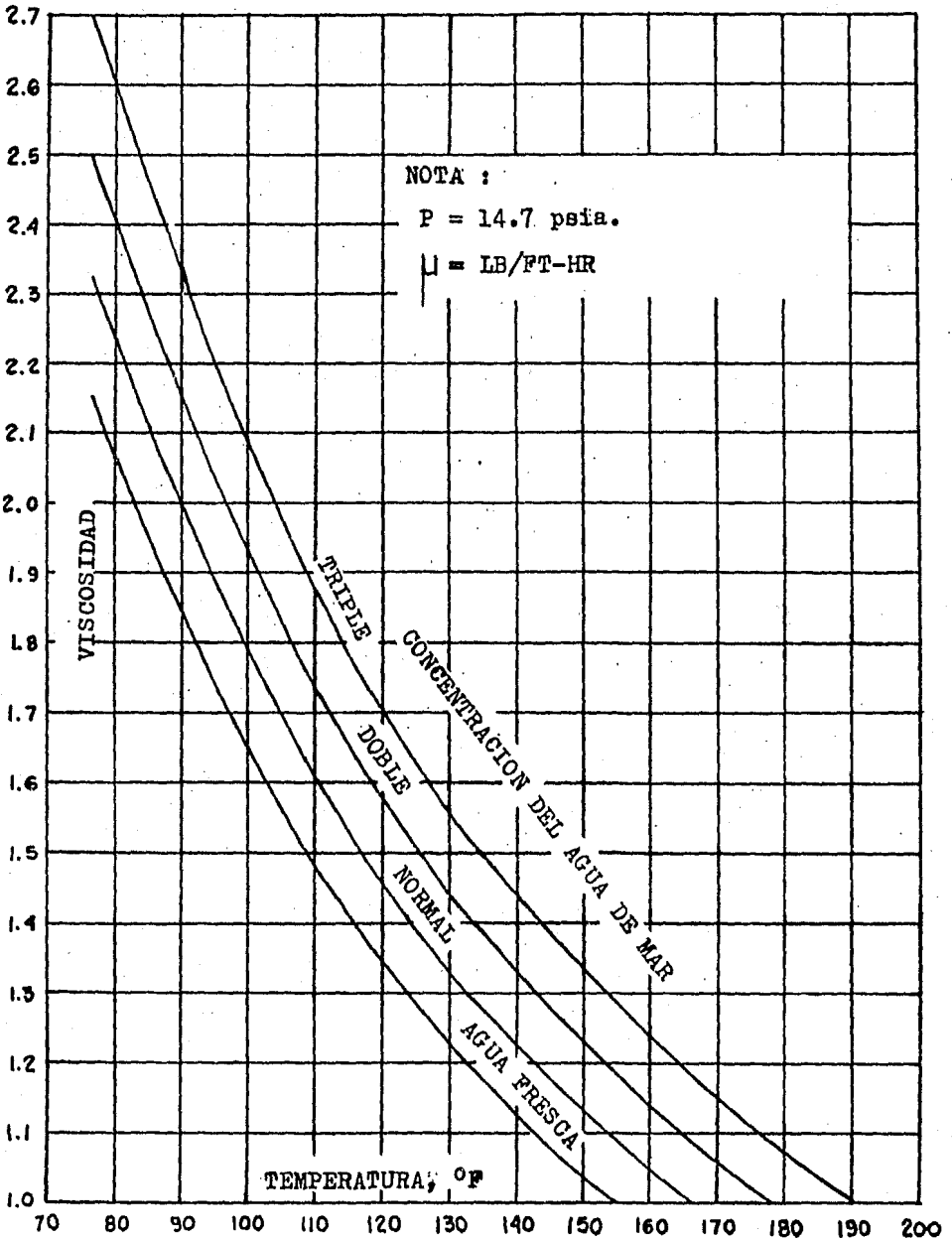


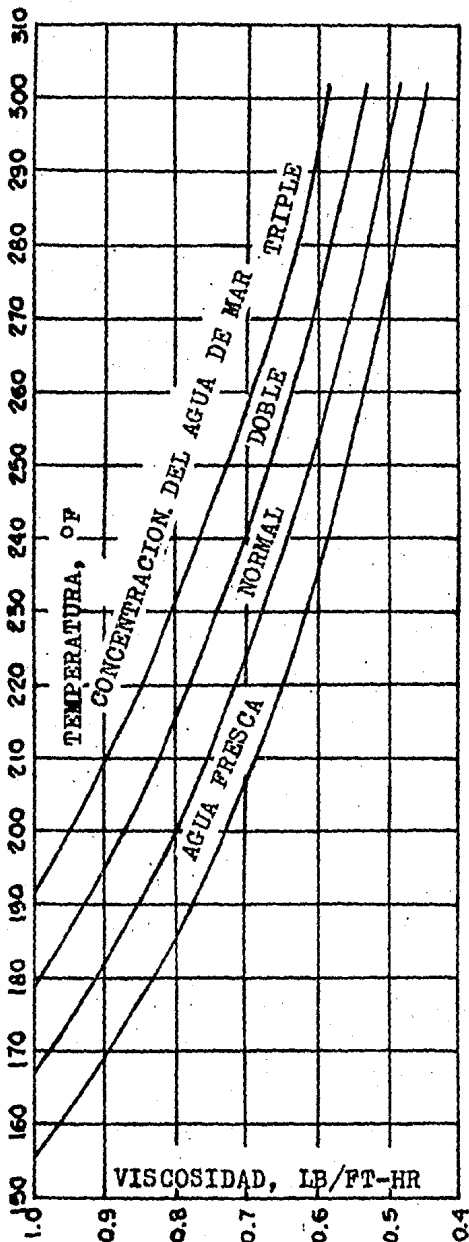
GRAFICA A-2.6. DENSIDAD DEL AGUA DE MAR.

GRAFICA A-2.7. CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL AGUA DE MAR.

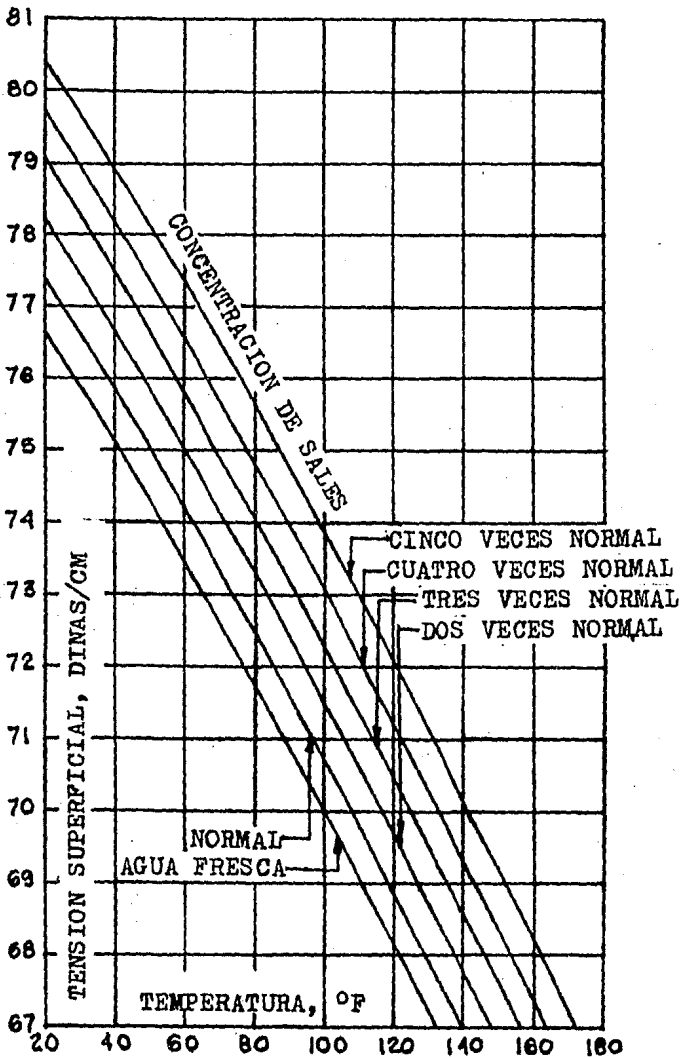


GRAFICA A-2.8a. VISCOSIDAD DEL AGUA DE MAR.

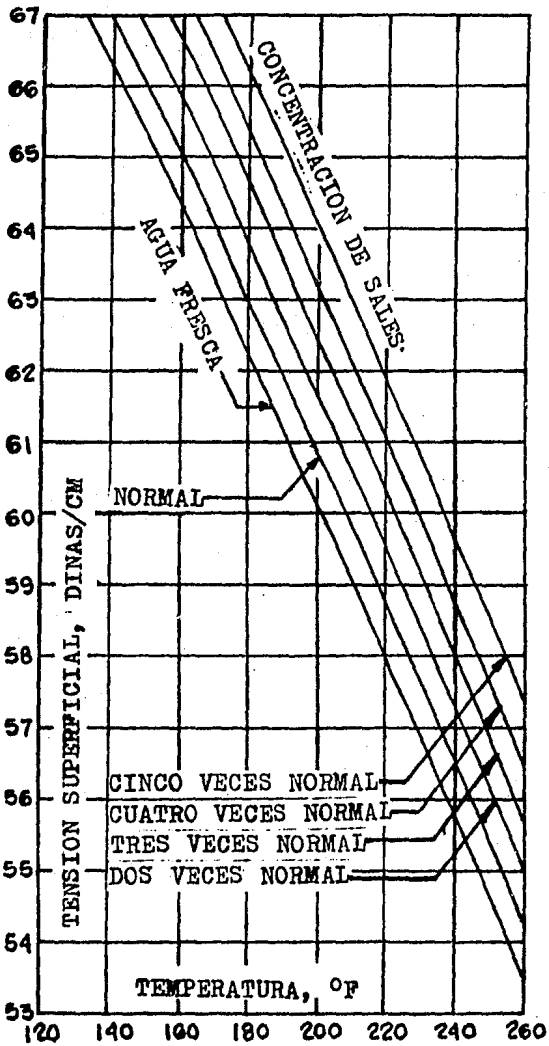




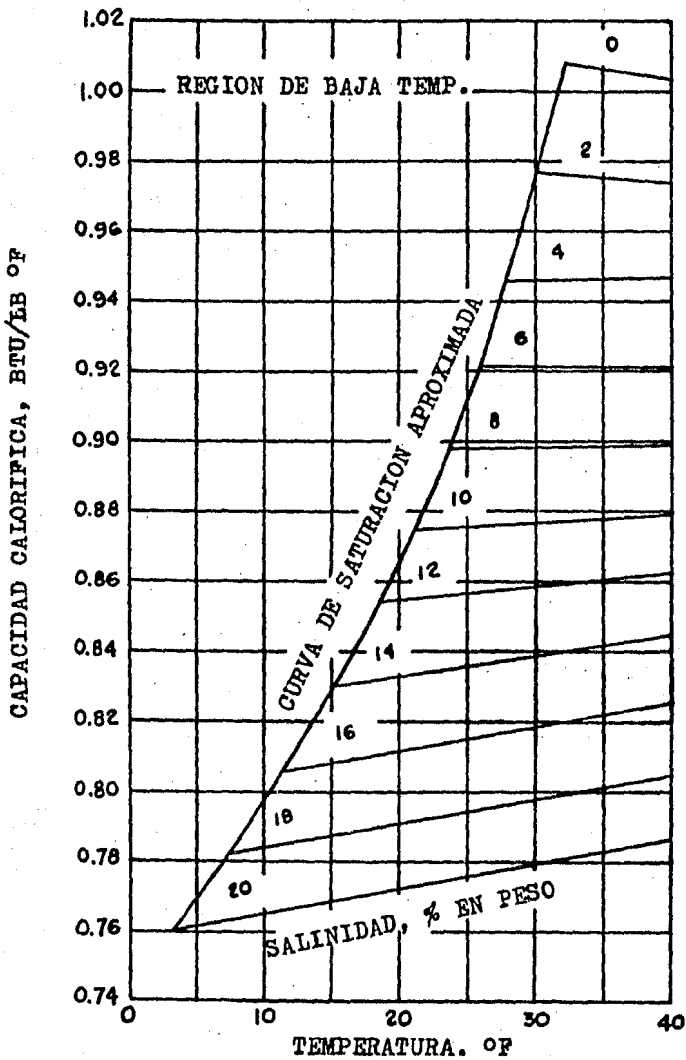
GRAFICA A-2.8b. VISCOSIDAD DEL AGUA DE MAR.



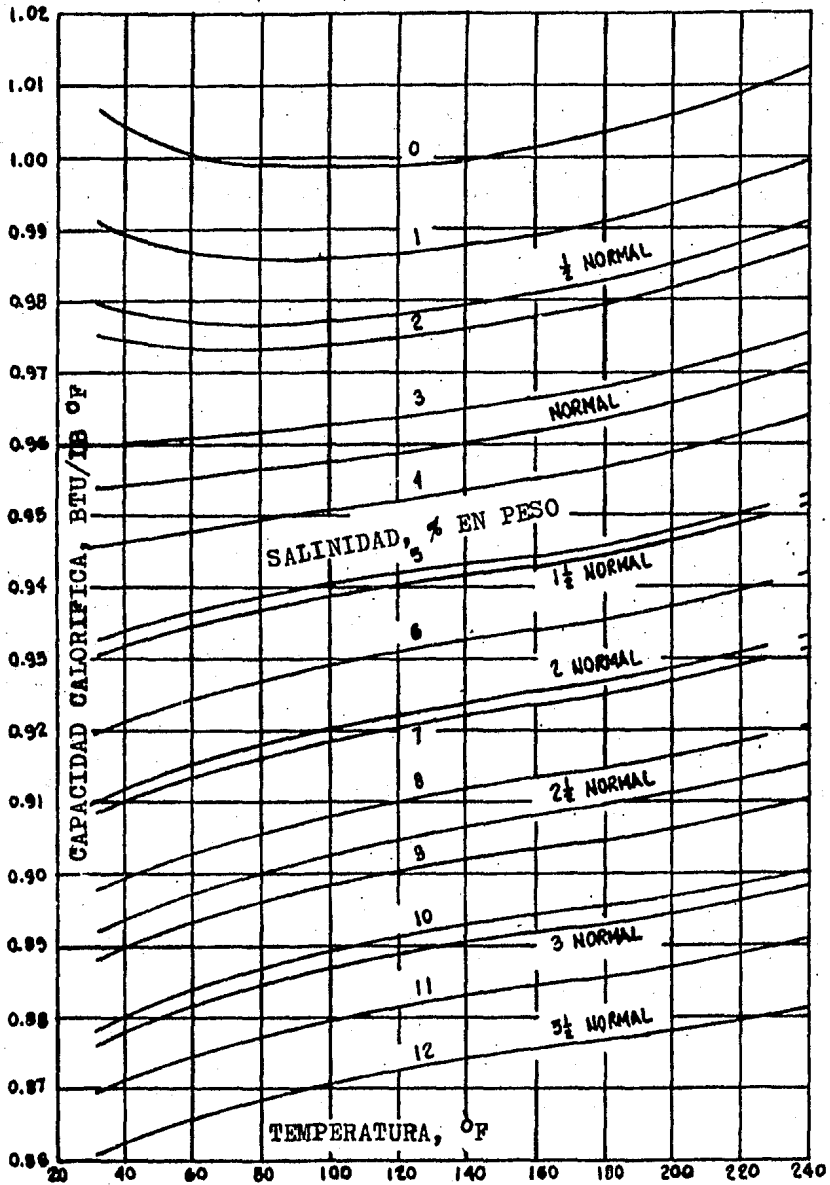
GRAFICA A-2.9a. TENSION SUPERFICIAL DEL AGUA DE MAR.



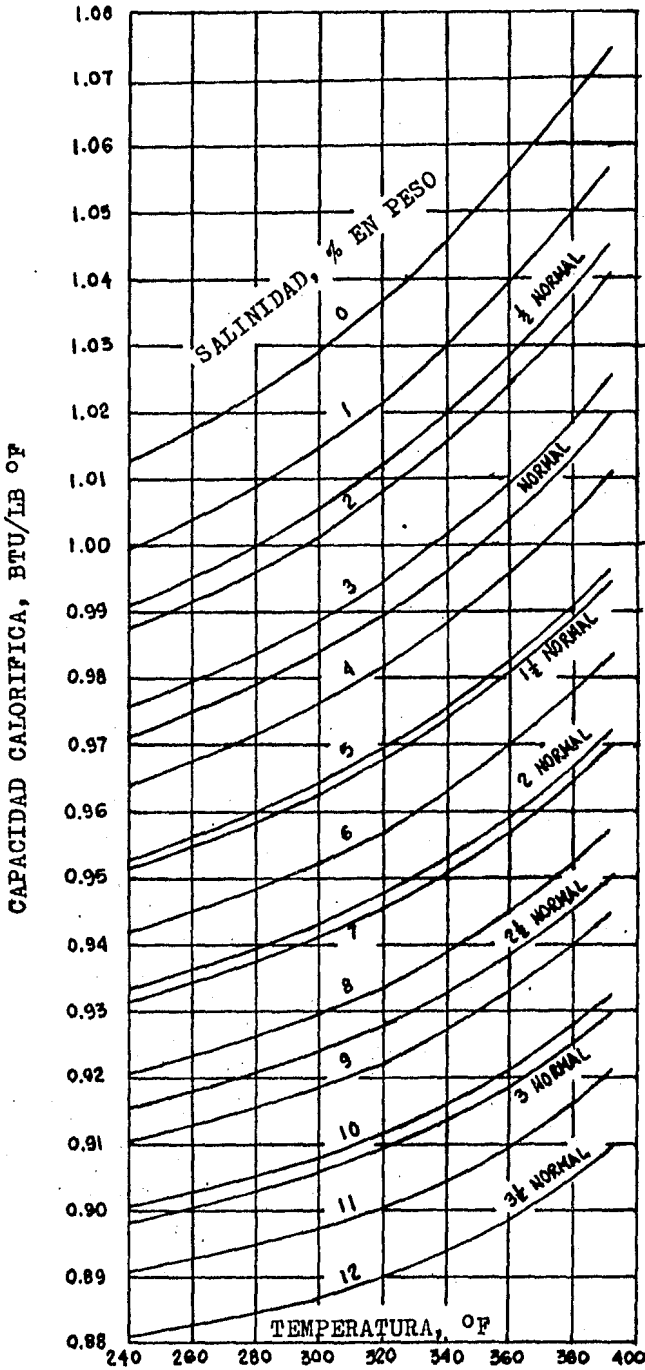
GRAFICA A-2.9b. TENSION SUPERFICIAL DEL AGUA DE MAR.



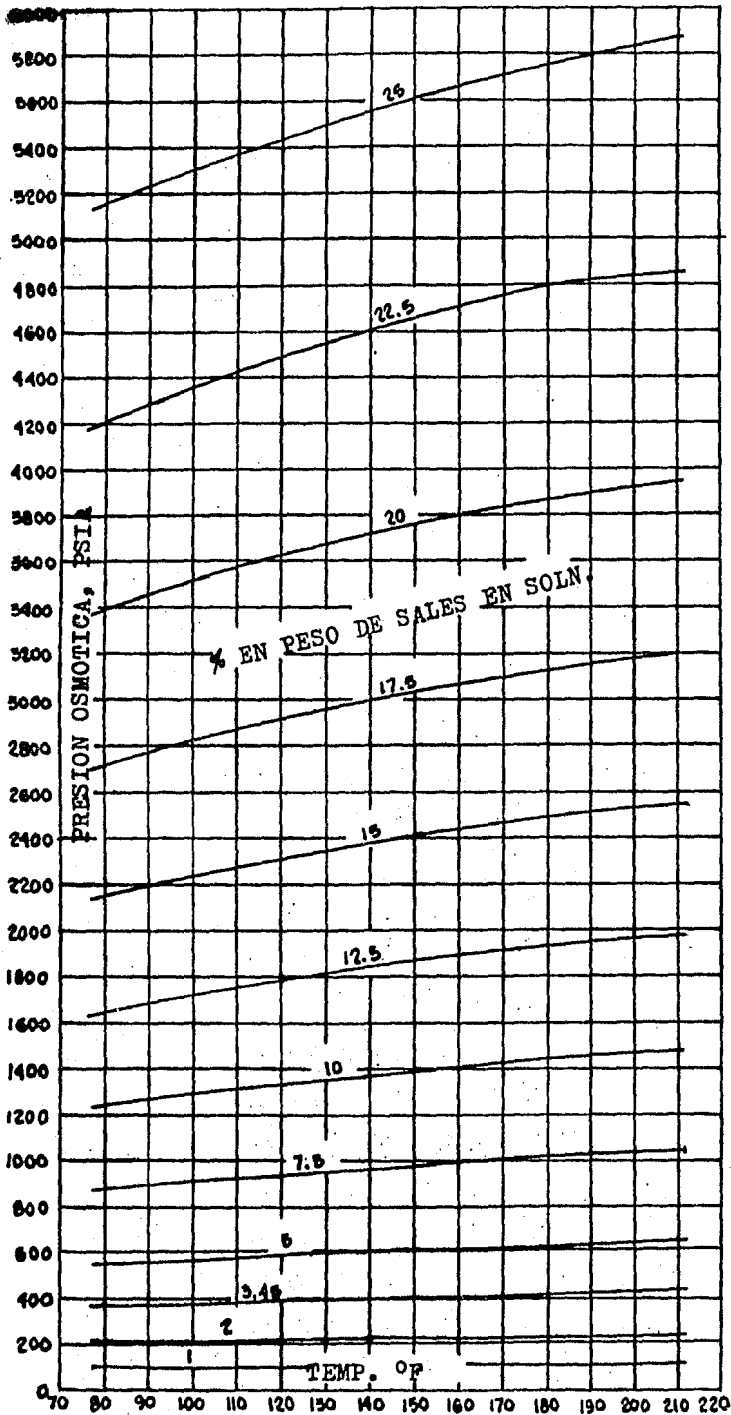
GRAFICA A-2.10a. CAPACIDAD CALORIFICA DEL AGUA DE MAR.



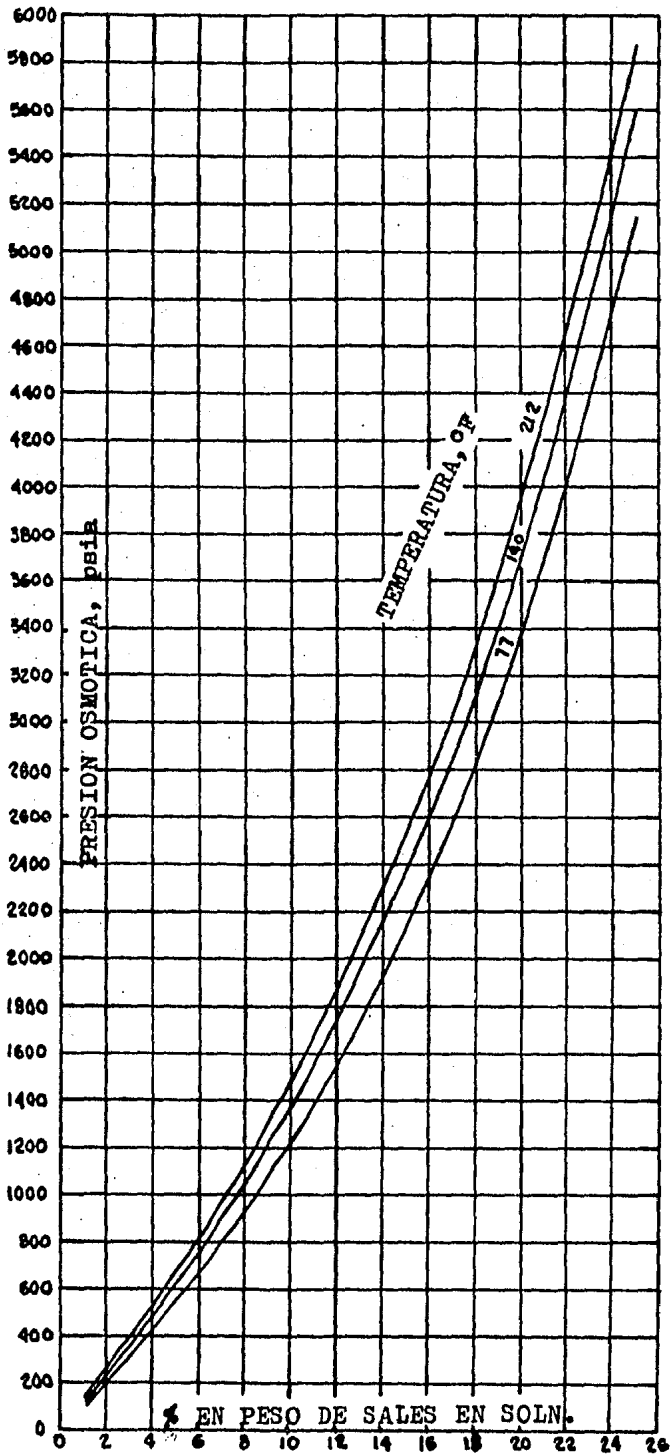
GRAFICA A-2.10b. CAPACIDAD CALORIFICA DEL AGUA DE MAR.



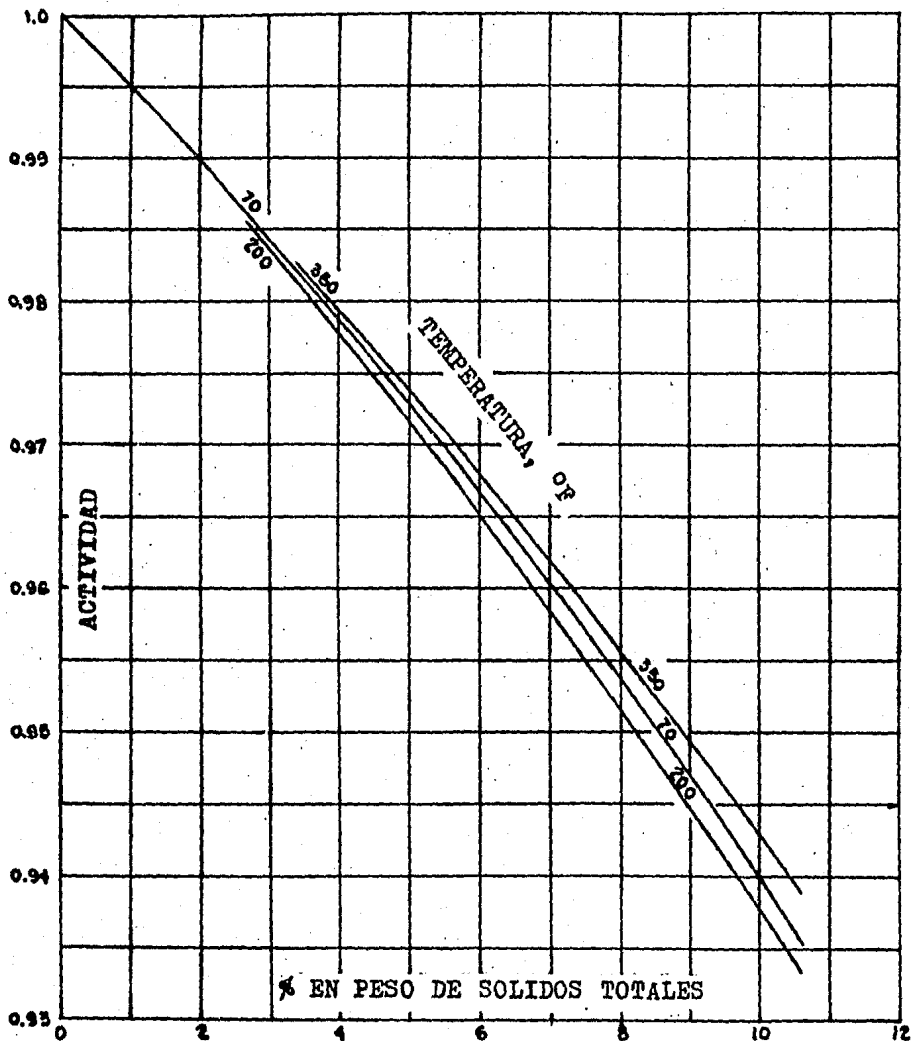
GRAFICA A-2.10c. CAPACIDAD CALORIFICA DEL AGUA DE MAR.



GRAFICA A-2.11. EFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE LA PRESION OSMOTICA-AGUA DE MAR.



GRAFICA A-2.12. EFECTO DE LA CONCENTRACION SOBRE LA PRESION OSMOTICA-AGUA DE MAR.



GRAFICA A-2.13. ACTIVIDAD DEL AGUA DE MAR.

REFERENCIAS DEL APENDICE 2

- | <u>Gráfica</u> | <u>Referencias</u> |
|----------------|--|
| A- 2.1 | Defant, A., Physical Oceanography, <u>1</u> , 83, Pergamon Press, N.Y. (1961). |
| A- 2.2. | Bromley, L.A., et al., J. Chem. Eng. Data, 15, -- No. 2, 246 (1970). |
| A- 2.3 | 1) Bromley, L.A., J. Chem. Eng. Data, 13, 399 -- (1986).
2) U.S. Dept. of the Interior, Office of Saline-Water Research and Development Progress Report No. 522, p. 54 (March 1970). |
| A- 2.4 | 1) Dorsey, N.E., Properties of Ordinary Water -- Substance, American Chemical Society Monograph Series No. 81, p. 381, Reinhold Publishing Corp., N.Y. (1940).
2) Thomas, B.D. Thompson, T.G., and Utter Back, C.L., J. Conseil Intem. exploration mer, <u>9</u> , - 28 (1934). |
| A- 2.5 | 1) Erankel, A., Proc. Inst. Meach, Engrs. (London), <u>174</u> , 312 (1960).
2) Keenan, J.H., and Keyes, F.G., Thermodynamic Properties of Steam. 35 th Printing, Jan, -- 1963, 1st. Edition, John W. And Sons, Inc., - N.Y. |

- 3) Spiegler, K.S., Salt- Water Purification, pp. 10, - 37, John Wiley and Sons, Inc., N.Y. (1962).
 - 4) Srerdmp, H.U., Johnson, M.W., and Fleming, R.H., - The Oceans, p. 116, Prentice- Hall, Inc., N.Y. --- (1946).
 - 5) U.S. Dept. Of the Interior, Saline Water Research- and Development Progress Report No. 12, p. 70 (Nov. 1956).
- A- 2.6
- 1) Umamo, S., and Kawasaki, Y., Tokyo Kogyo Shikensho HOKOKU, 53,370 (1958).
 - 2) U.S. Dept. of the Interior, Office of Saline Water Research and Development Progress Report No. 363, - p. 19 (Sept. 1968).
- A- 2.7
- 1) Jamieson, D.T., and Tudhope, J.S., Desalination, - 8, 393 (1970).
 - 2) Kesting, J., and Whitelaw, J.H., J. Eng. Power, -- 88 (1), 82 (1966)
- A- 2.8
- U.S. Dept. of the Interior, office of Saline Water Research and Development Progress Report No. 363, p. 19- (Sept. 1968).
- A- 2.9
- Dorsey, N.E., Properties of Ordinary Water Substance - American Chemical Society Monograph Series No. 81, pp. 514-515 Reinhold Publishing Corp., N.Y. (1940).

- A- 2.10 Bromley, L.A., et al, J. Chem. Eng. Data, 15, 246 --
(1970).
- A- 2.11 Oak - Ridge National Laboratory, R.W. Stoughton, to -
y 2.12 U.S. Office Saline Water, W.S. Gillam, Table III of -
Letter dated Nov. 17, 1965.
- A- 2.13 Fabuss, B.M., and Korosi, A., Thermophysical proper -
ties of Saline Water Systems, Table 27, Monsanto Re--
port No. MRB 6026F to U.S. Office Saline Water (Nov.
30, 1965).

A P E N D I C E 3

PREDICCIÓN DE PRECIPITACION DE SALES DISUELTAS EN AGUA DE MAR.

CALCULO TEORICO DEL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD. Es posible calcular teóricamente los coeficientes de actividad de las soluciones cuyas concentraciones van hasta 0,1 molar. Una expresión empírica, que representa aceptablemente las medidas experimentales de los coeficientes de actividad, es la relación Debye - Hückel, modificada por Davies. Para un anion de carga Z, ya sea ésta positiva o negativa, el coeficiente de actividad del ion está dado por

$$- \log f_z = 0.509 Z^2 \left(\frac{\sqrt{I}}{1 + \sqrt{I}} - 0.2 I \right)$$

Las constantes son aplicables a soluciones acuosas a 25°C.

Para las soluciones de concentración mayor que 0.1 molar no es tan bueno el pronóstico teórico del coeficiente de actividad, en especial cuando intervienen mezclas de electrólitos. Sin embargo, si se encuentra presente una alta concentración de un electrólito simple inerte, tal como el NaClO_4 , los cambios pequeños de las concentraciones de los iones que interesan afectan sólo ligeramente a la fuerza iónica del medio, y los coeficientes de actividad de los diversos iones se mantienen casi constantes. Esto significa que las constantes de equilibrio de las concentraciones son independientes de la concentración.

del electrólito inerte. El empleo de una alta concentración de un electrólito inerte ha sido de gran utilidad en la interpretación de ciertos sistemas muy complicados que comprendían hidrólisis y formación de complejos.

A3.1) APLICACIONES DE LA ECUACION EXTENSION A LA DE DEBYE-HUCKEL, (D - H).

Usando la expresión extensión a la de Debye-Huckel determine las condiciones para precipitación de sulfato de Calcio del agua de mar y sus concentrados a una temperatura particular, 212°F. La composición del agua de mar es la dada en la Tabla A-3.1. Si puede existir más de una especie de sulfato de Calcio a esta temperatura encuentre las concentraciones del agua a las cuales se formará precipitado.

Este es un problema muy común en las plantas de desalación y es crítico en el proceso O.I. Por ello se plantea en este apéndice el resolver el problema mencionado.

COMENTARIO:

Este cálculo ilustra el uso de la teoría de Debye-Hückel para efectuar cálculos a otras condiciones para las cuales se han medido previamente las solubilidades. La obvia imposibilidad de realizar medidas experimentales a todas las posibles concentraciones de un sistema de todos los puntos semejando las condiciones de agua de mar hace deseable el utilizar un método de cálculo para obtener propiedades tales como solubilidad y entalpía.

Solución: Para una solución acuosa de CaSO_4 las constantes de la ley de D-H son:

$$A = 2.478$$

$$B = 1.641$$

Un agua de mar de la siguiente composición tiene una fuerza iónica calculada, determinada como sigue:

TABLA A-3.1

<u>Ion</u>	<u>Valencia, Z</u>	<u>Valencia², Z²</u>	<u>Molalidad</u>	<u>mZ²</u>
Sodio	1	1	0.47554	0.47554
Magnesio	2	4	0.05413	0.21652
Calcio	2	4	0.01032	0.04128
Potasio	1	1	0.01005	0.01005
Cloro	1	1	0.55419	0.55419
Sulfato	2	4	0.02974	0.11896
Bromo	1	1	0.00084	0.00084
				<u>1.41738</u>

$$\text{Fuerza Iónica} = I_o = \frac{1}{2} \sum mZ^2 = \frac{1.41738}{2} = 0.7087$$

Si agrupamos el K^+ con el Na^+ , el Br^- con el Cl^- , Distribuimos el SO_4^{-2} entre Ca^{+2} y Mg^{+2} , la composición se reduce a:

CaSO ₄	0.01032	moles
MgSO ₄	0.01942	moles
MgCl ₂	0.03472	moles
NaCl	0.48559	moles

MgCl₂ tiene una molalidad de 0.03472. La molalidad de Mg⁺² es 0.03472 y la molalidad de los dos aniones de cloro es ---- 2(0.03472). El MgSO₄ Considerado como MgCl₂ tiene una molalidad de 0.01942. Mg⁺² tiene una molalidad de 0.01942 y SO₄⁻² tiene la misma. La fuerza iónica de la combinación se dá como:

$$I = \frac{1}{2} \sum mZ^2$$

$$I = \frac{1}{2} [0.03472 \times 2^2 + 0.03472 \times 2 \times 1^2 + 0.01942 \times 2^2 + 0.01942 \times 2^2]$$

$$= 0.18184$$

La fuerza iónica del NaCl es aproximadamente su molalidad.

$$I_{\text{NaCl}} = 0.48559$$

	<u>Fuerza Iónica</u>	<u>Fracción de Fuerza Iónica</u>
NaCl	0.48559	0.728
MgCl ₂	0.18184	<u>0.272</u>
		1.00

En ese orden para relacionar las composiciones iónicas de agua concentrada a aquellas en un agua de mar original, se introduce el factor de concentración, fc,

$$\frac{\text{Fuerza Iónica de Agua de mar concentrada, I.}}{\text{Fuerza Iónica de Agua de mar original, I}_0} = \left[\frac{m_1 fc Z_1^2 + m_2 fc Z_2^2 + \dots}{m_1 Z_1^2 + m_2 Z_2^2 + \dots} \right]$$

$$\frac{I}{I_0} = \left[\frac{fc (m_1 Z_1^2 + m_2 Z_2^2 + \dots)}{m_1 Z_1^2 + m_2 Z_2^2 + \dots} \right] = fc \left[\frac{\sum m Z^2}{\sum m Z^2} \right]$$

$$\frac{I}{I_0} = fc \left[\frac{I_0}{I_0} \right] = fc$$

En otras palabras, aunque "fc" es por definición un factor de multiplicación para todos los iones presentes, se muestra que es un factor multiplicativo para la fuerza iónica asimismo:

La ecuación extensión de la ecuación Debye-Hückel es

$$\log \gamma = \frac{AI^{1/2}}{1 + BI^{1/2}} + CI + DI^2 \quad (A3.1)$$

Donde

γ = Coeficiente de actividad del anión o catión en cuestión es decir aquel cuya condición de precipitación se estudia.

I = Fuerza Iónica = $1/2 (\sum m Z^2)$

A, B, C, D = Funciones en la extensión de la ecuación de Debye
-Hückel

Para nuestro caso:

$$A = 2.478$$

$$B = 1.641$$

	<u>NaCl</u>	<u>MgCl</u>	<u>Promedio*</u>
C =	0.00242	- 0.08296	- 0.02080
D =	0.00480	0.02179	+ 0.00941

* De acuerdo a la fracción de fuerza iónica

$$\log \gamma = - \frac{2.478 I^{1/2}}{1 + 1.641 I^{1/2}} + \left(- 0.02080 I \right) + 0.00941 I^2$$

$$I = I_{ofc} = .7087 fc \quad (A 3.2)$$

$$\log \gamma = - \frac{2.478 (0.7087 fc)^{1/2}}{1 + 1.641 (0.7087 fc)^{1/2}} - 0.02080 I (0.7087 fc) + 0.00941 (0.7087 fc)^2$$

$$\log \gamma = - \frac{2.089 fc^{1/2}}{1 + 1.383 fc^{1/2}} - 0.01480 fc + 0.00475 fc^2 \quad (A 3.3)$$

Producto de Solubilidad = $L = [(a_{Ca^{2+}})(a_{SO_4^{2-}})] \quad (A 3.4)$

$$= [(\gamma_{m_{Ca^{2+}}})^2 (\gamma_{m_{SO_4^{2-}}})^2] \quad (A 3.5)$$

Para agua de mar normal, tomando las molalidades de la Tabla - A-3.1.

$$L = (0.01032 \gamma_{Ca^{+2}}) (0.02974 \gamma_{SO_4^{2-}})$$

Para agua de mar concentrada

$$L = f_c^2 (0.01032 \gamma_{Ca^{+2}}) (0.02974 \gamma_{SO_4^{2-}}) \quad (A3.6')$$

Para un factor de concentración de 3.0 la expresión final de la ecuación (A3.3) para $\log \gamma$ da un valor de -1.0657 y una $\gamma = 0.08593$. Colocando γ en la ecuación del producto de solubilidad (A3.6) dá, para un $f_c = 3.0$, un valor de $L=20.39$.

Similarmente, para una serie de factores de concentración desde 1.0 a 3.5, una gráfica de "L" en función de "fc" se puede construir para alguna temperatura. Ver figura A-3.2.

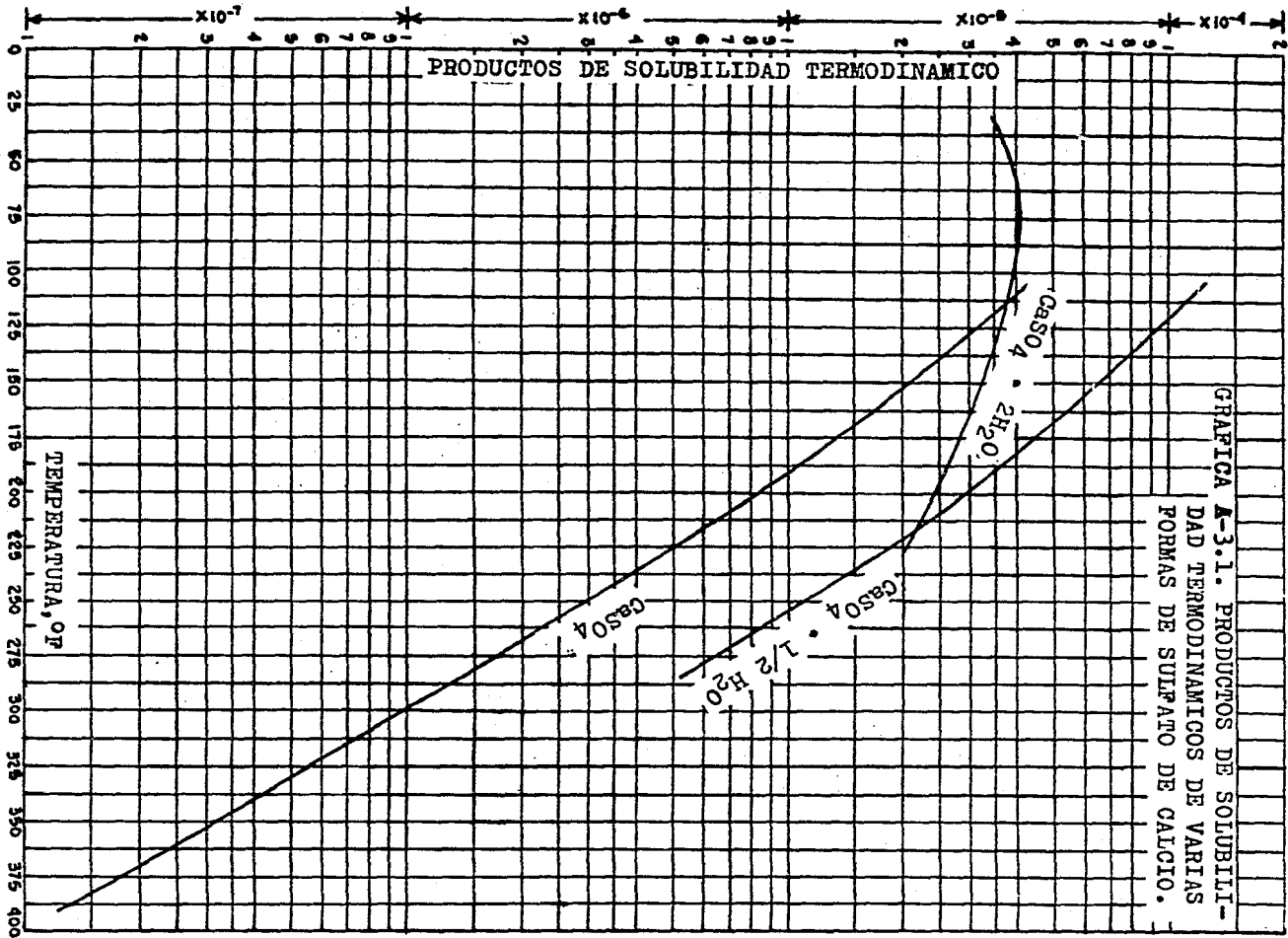
El producto de solubilidad termodinámica, K° , de $CaSO$ anhidrico es: 6.70×10^{-6} a $212^\circ F$ (Figura A-3.1).

El producto de solubilidad termodinámica (la solubilidad del producto a dilución infinita = $(a^+ a^-)^\infty$, K° , del $CaSO_4$ semi hidratado ($CaSO_4 \cdot \frac{1}{2} H_2O$) es 24.0×10^{-6} a $212^\circ F$ (Figura A-3.1). El producto de solubilidad, K° , del gypsum ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$) es 22.5×10^{-6} a $212^\circ F$, (Figura A-3.1)

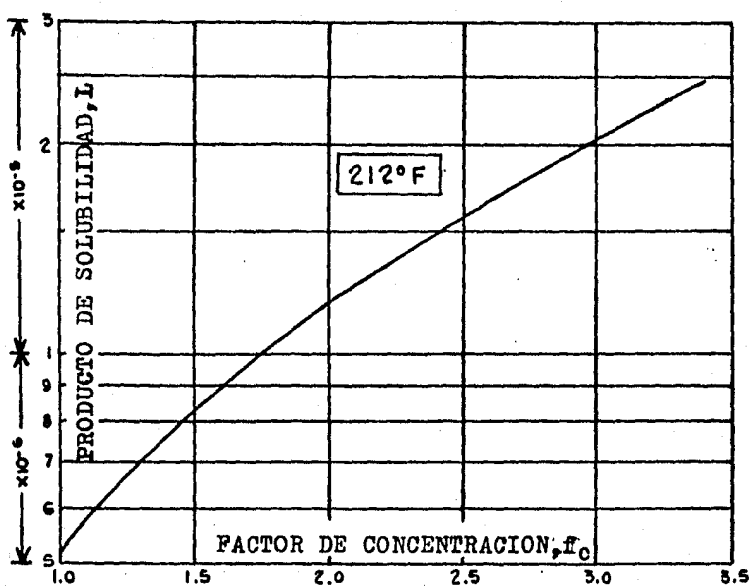
Leyendo en la figura A-3.2 cada uno de esos tres productos de solubilidad, se obtienen los valores de f_c a los cuales se forman precipitados de $CaSO_4$ a $212^\circ F$.

Para anhidro	1.24
Para Semihidratado	3.33
Para gypsum	3.20

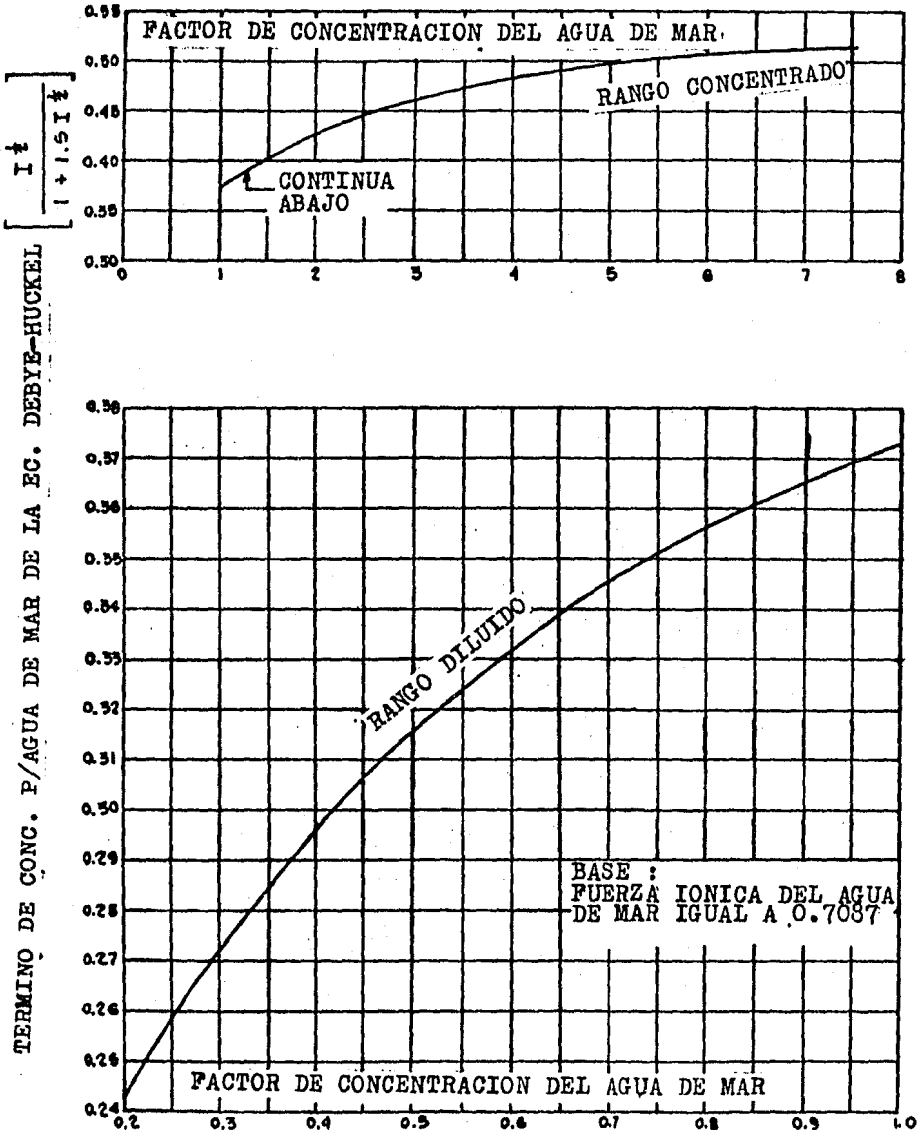
Esos tres factores de concentración son aquellos a los cuales precipitarán las formas de sulfato de calcio a 212°F del agua de mar cuya composición se especificó originalmente.



GRAFICA A-3.1. PRODUCTOS DE SOLUBILIDAD TERMODINAMICOS DE VARIAS FORMAS DE SULFATO DE CALCIO.



GRAFICA A-3.2. PRODUCTOS DE SOLUBILIDAD DEL SULFATO DE CALCIO COMO UNA FUNCION DE LA CONCENTRACION DEL AGUA DE MAR.



GRAFICA A-3.3. TERMINO DE FUERZA IONICA DEL AGUA DE MAR PARA LA ECUACION DE DEBYE - HUCKEL.

A-3.2) ECUACION DE DEBYE-HUCKEL (D-H) PARA EL PRODUCTO DE SOLUBILIDAD.

$$\log \gamma_{\pm} \text{ ó } \log \gamma_{\pm} = - \frac{S I^{1/2}}{1 + B I^{1/2}} z^{+} z^{-} \quad (A3.7)$$

$$\log K_{sp}^{\circ} = \log \gamma_{+} + \log \gamma_{-} + \log K_{sp} + X \log a_{H_2O} \quad (A3.8)$$

Lo cual se reduce a:

$$\log K_{sp}^{\circ} = - \frac{2 z^{+} z^{-} S I^{1/2}}{1 + B I^{1/2}} + \log K_{sp} + X \log \quad (A3.9)$$

donde:

B= Constante en la ecuación D-H = 1.5 en la figura A-3.3

K_{sp}° = Producto de Solubilidad termodinámica

K_{sp} = Producto de solubilidad Formal

I = Fuerza Iónica = $\frac{1}{2} \sum m_i z_i^2$

S = Pendiente para la ecuación D-H (A3.7)

X = Moles de agua de cristalización

$z_{+,-}$ = Valencia del Ión (positivo o negativo)

REFERENCIAS:

1. OSW Research and Development Report No. 258, Monsanto Research Corp., (May 1967)
2. Marshall, W.L., and Slusher, R., J. chem. Eng. Data, ---
12 (No. 1), 83 (1968)
3. Marshal, W.L., Slusher, R., and Jones, E.V.J. Chem. Eng.-
Data, 9, No. 2, 187 (1964).

A-3.3) Rápida Evaluación para Determinar la Necesidad de Pretratamiento a la alimentación de un Proceso de sala -
dor.

El criterio usado para determinar la necesidad del control de la deposición del carbonato de calcio es el índice de Saturación (SI) de Langelier, del rechazo. El cual se estima a partir del análisis de la alimentación. El límite superior de SI se ha preestablecido a 0.0 para compensar las deficiencias en el control de conversión. El tiempo de Residencia del rechazo es relativamente corto en los permeadores de OI.

En la determinación de esta necesidad y la satisfacción de ella una vez que se ha detectado es más que una ciencia, un arte, ya que al ajustar algunos de los parámetros todos los demás sufren variaciones, por ejemplo al ajustar PH se modifica la alcalinidad y algunos sólidos disueltos pueden sufrir variaciones, lo mismo ocurre con la temperatura, asimismo hay cambios de costos. Ello hace que el Proceso OI requiera tantos cuidados, debido a lo delicado de las membranas, ello aunado a todos los cambios sufridos por compactación de membrana, vejez de ella, presión de suministro, etc.

Las compañías que diseñan, venden y operan estas plantas toman en consideración todo ésto, sus diseños de pretratamiento son-

mediante programas de cómputo que por prueba y error "optimizan" en forma técnico-económica el pretratamiento y las condiciones de operación.

El uso de los diagramas de estabilidad del carbonato de calcio (Fig. A-3.4), Hidróxido de Magnesio (Fig. A-3.5) y de sulfato de Calcio (Fig. A-3.6) permiten evaluar en forma rápida los Indices de Saturación para cada un de estos compuestos- y predecir de esta manera la precipitación o no de estas sales.

Ejemplos de Aplicación.

1) Uso de la Figura A-3.4

Suponga : Ca = 2,000

Alcalinidad Total = 100 (ambos expresados como ppm-equivalentes de CaCO_3) ; PH (a 77°F) = 8.6 Encontrar el PH de Saturación y el Índice de saturación a 212°F.

Solución: Refiriéndonos a la figura A-3.4 a 212°F. localice la intersección de Ca = 2,000 y alcalinidad total de -- 100. Lea PHs= 7.0 Índice de Saturación = 8.6 - 7.0 = 1.6

2) Uso de la figura A-3.5

Suponga : Mg = 10,000 ppm como CaCO_3 equivalente, PH (a 77°F) = 8.6 Encuentre el Índice y PH de saturación - con respecto al hidróxido de Magnesio a 212°F.

Solución: Refiriéndose a la figura A-3.5 localice la intersección de Mg = 10,000 y la curva a 212°F. Lea PHs = - 7.8 Índice de Saturación = 8.6 - 7.8 = 0.8

3) Uso de la Figura A -3.6

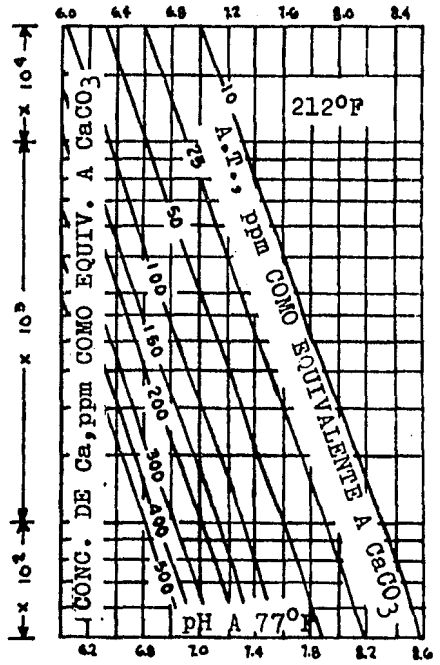
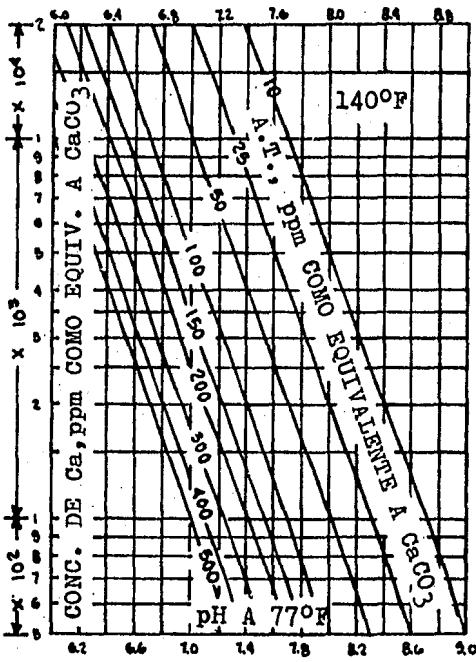
Suponga: Concentración de Sulfato = 6,000 ppm (mg/1). Concentración de Ca= 3,000 ppm, como CaSO_3 equivalente .- Determine si la solución se satura a 212°F.

Solución: Localizando el punto Ca = 3,000 y S = 6,000, vemos -- que el punto está situado a la derecha de la línea -- del CaSO_4 , pero a la izquierda de la línea del --- $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$. Entonces, la solución está supersatu-
rada con CaSO_4 , pero no con $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$.

Como podemos ver en los ejemplos 1) y 2), en esas -- condiciones habrá precipitación de las sales corres- pondientes, requiriéndose establecer condiciones de - pretratamiento que hagan al Índice de Saturación me- nor o igual a cero, con el menor costo.

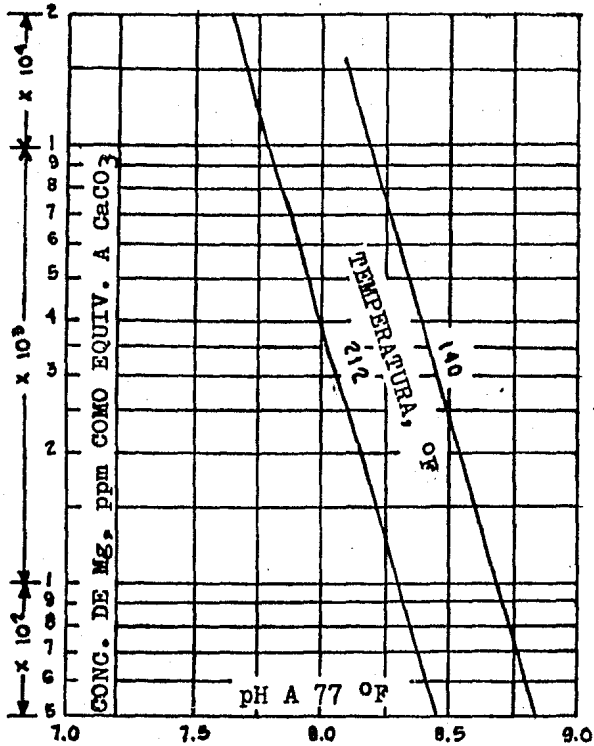
REFERENCIA:

Langelier, W.F., Caldwell, D.H., and Lawrence, W.B.- Causes and preventives of Scale and Corrosion in -- Thermocompression Equipment When Employed for the -- Distillation of Sea Water, Inst. Engg. Research -- Report, Univ. of California, Berkeley, Calif. (August 15, 1950).

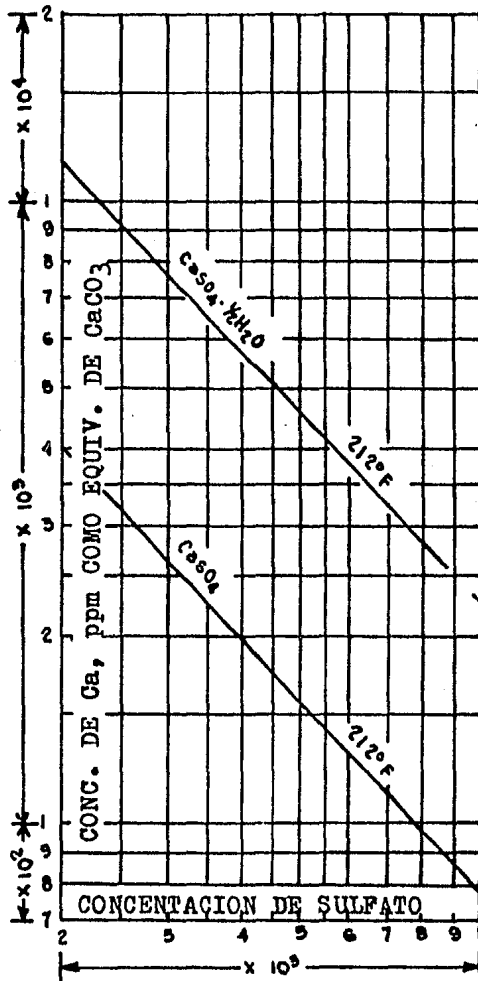


+ NOTAS :
 - A.T. = ALCALINIDAD TOTAL

GRAFICA A-3.4. CARBONATO DE CALCIO EN AGUA DE MAR CONCENTRADA.



GRAFICA A-3.5. HIDROXIDO DE MAGNESIO EN AGUA DE MAR CONCENTRADA.



NOTA : LA CONCENTRACION DEL SULFATO ESTA DADO EN MG/LITRO.

GRAFICA A-3.6. SULFATO DE CALCIO EN AGUA DE MAR CONCENTRADA.

REFERENCIAS

- 1) M.C. Porter
"Filtration/ Separation: Selecting the Right Membrane" -
Chem. Eng., Progress. Vol. 71 No. 12 (1975) 55 - 61.
- 2) Rober N. Rickles
"The Basics of Menbrane Permeation"
Chem. Eng. April 25 (1966) 163- 168.
- 3) R.N. Rickles
"Molecular Transport in Membranes"
Ind. & Eng., Chem. Vol. 58 No. 6 (1966) 19-34.
- 4) Chemical Engineers Handbook, 5st. Edition
Perry And Chilton
McGrawl Hill, (1973).
Chapter 17.
- 5) Desalination; Journal of Membrane Science Vol. 10/2 + 3,-
April (1982).
Elsevier Scientific Publishing Co.
Amsterdan.
- 6) Membrane in Separation
New York, John Wiley (1975)
Vo. 2, Membranas.
- 7) Merten
Ind. & Eng. Chem. Fund., 2 (1963) 220-232

- 8) J. Glater
" Changes in water and Salt Transport During Hidrolysis -
of Cellulose Acetate RO Membranas" Desalation, 46 --- -
(1983) 389- 397.
- 9) Brian
Influence of Concentration Polarization on RO System De -
sing"
Firts Intenational Symposium on water Desalination, - - -
Washington, D.C., Oct. (1965) 3-9.
- 10) Rosenfeld and Loeb S.
"Turbulent Region Performance of RO Desalination Tubes".
I & EC Process Desing and Development, Vol. 6 No. 1, --
January (1967), 122- 127.
- 11) Advances in Chemistry Series Vol. 38, Saline Water Conver
sion II
American Chem. Soc. Applied Publications, Washington, D.C.
(1963)
- 12) Reid C., and Breton
E.J. Appl. Polym. Sci., Vol. 1 No. 133 (1959).
- 13) Loed and Sourirajan
UCLA, Engineering Report No. 6060 (1961)

- 14) D.J. Ferry
Chem, Rev., 18 (1936) 373.
- 15) Loeb and Sourirajan
Adv. Chem. Series, Vol. 38, Saline Water Conversion II.
American Chem. Soc. Applied Publications, Washington, -
D.C. (1963) 117.
- 16) William N. Gill
"Review of RO Membranes and Transport Models"
Chem. Eng., Communication, Vol. 12 (1981) 279- 363.
- 17) Charles H. Gooding
"RO and Ultrafiltration"
Chem. Eng., January 7 (1985) 56-62
- 18) Bjerke
"Conceptual Designs Aspects of RO" Desalination, 35
(1980) 273-289.
- 19) Alfred. N. Rogers, et al.
Desalination Technology/ Report on State of the Art.
Capítulo I (1982).
- 20) Klaus Wangnick
Desalination, 52 (1982) 145-165
Selection of Small Desalination Plants for Specific -
Location-Reverse Osmosis, Flash Distillation, Vapor -
Compresion.

- 21) Boletín E - 60199 Agosto (1984)
Permeadores Permasep para Tratamiento de Aguas por Osmosis Inversa.
- 22) Martin Marrieta
ORNL/TM- 9269, Oak Ridge National Laboratory Projected --
World Market for Seawater Desalination Equipment October-
(1984) U.S.Department of Energy.
- 23) E.J. Henley and E.M. Rosen
Material and Energy Balances Computations
J. Wiley & Son, Inc., (1968) 359-419.
- 24) Buford D. Smith
Design of Equilibrium Stage Process
McGraw Hill, (1963) 93- 121
- 25) Proceeding International Symposium of Water Desalination-
1st. Washington, D.C.
Vol. 3, (1965) 515-525
- 26) Alfred N. Rogers, et al.
Desalination Technology/ Report on State the Art.
Capítulo VI (1982)
- 27) Klaus Wangnick
Desalination, 52 (1985) 146
Selection of Small Desalination Plants for Specific
Locations -Reverse Osmosis, Flash Distillation, Vapor
Compresion.

- 28) Clifton T. Sackinger
Power Engineering, August (1982) , Pages 56-58.
Technical Publishing Newmors & Co. (Inc.).
- 29) Aqua-chem. Inc.
Water Technologies Division
Technical Bulletin 750 - 1128
" ACRO- PAC, SEAWATER RO WATER - MAKER ".

BIBLIOGRAFIA

NO REFERENCIADA.

- 1) Advances in Chemistry Series
Vol. 27 y 38 Saline Water Conversion I y II
American Chem. Soc. Applied Publications
Washington, D.C., 1963.
- 2) Control de Calidad y Tratamiento de Agua
American Work Association
1967.
- 3) Desalting Seawater and Brackish Waters: 1981
Cost Update.
Prepared by The OAK Ridge National Laboratory Operated
by Union Carbide Corporation for the Department of
Energy, Date Published August 1982.
- 4) Desalination By Reverse Osmosis
Edited by Ulrich Merten
The MIT Press, (1966) 93-121.
- 5) Equilibrium - Stage Separation Operations in Chemical
Engineering
E.U. Henley and L.D. Seader
John Wiley and Sons
1962.
- 6) Food Processing Waste Management
Amihud Kramer, Ph , D.
AVI Publishing Company Inc. 1st. Edit.
(1976) , Chapter 9.

- 7) Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineering
Schweitzer
Mc. Graw Hill
1967.
- 8) Heat Transfer - Seattle
E.R. Quandt, Jr. Editor
Chem. Eng. Progress Symposium Series
No. 82, (1968) Vol.64.
- 9) Industrial Processing With Membranes
"The Cost of Reverse Osmosis"
Robert E. Lacey & Sindney Loeb.
Wiley Intersciences, (1972) 179-189.
- 10) Manual práctico de Osmosis Inversa
Riley y Gonzalo G. Piqué
1a. Edición (1985).
- 11) Osmosis Inversa en México.
(Problemas y soluciones), Conferencia presentada en el 5o.
Congreso Nacional de Tratamiento de agua (Cd. de México, -
Marzo 13 - 15, 1985). Presentado por Dra. Gloria T. de-
Garza- Consultora.
- 12) Technical Bulletin 150
January 30, 1975)
Du Pont Permasep Permeators.
- 13) Technical Bulletin 204
(July 15-74)
Du Pont Permasep Permeators.

- 14) Unusual Methods of Separation
J.A. Genter Editor
Chem. Eng. Progress Symposium Series
No. 91, 1969, Vol. 65.

HEMEROGRAFIA

NO REFERENCIADA.

- 1) B. Tood
"The Corrosion of Materials in Desalination Plants"
Desalation, Vol. 3 (1967) 106-117.
- 2) Charles R. Scherer
"Estimating Short- Run Operating- Cost for a Reverse -
Osmosis Desalting Plant:."
Desalination, Vol. 18 (1976) 241-258.
- 3) D. Kuiper
"Conceptual Desing Aspects of Reverse Osmosis".
Desalination Vol. 35 (1980) 273-289.
- 4) Donal R. Wood, et al.
"Evaluation of Capital Cost Data: Offsite Utilities-
(Supply)".
The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 57,
October (1979) 533-565.
- 5) E.F. Miller
"Lowering the Cost of Reverse Osmosis Desalting".
Chem. Eng., Nov. 18 (1968) 153-158.
- 6) Ferris C. Standiford, Jr., W.L.
Badger Associates, Inc.
"Evaporation"
Chem. Eng., December 7, (1963) 153-176.

- 7) Gerald Parkinson
"Reverse Osmosis: Trying for Wider Applications"
Chem. Eng., May 30 (1983) 26-31.
- 8) Gordon F. Leitner
"Waste Concentration VS Evaporation Pond for Reverse-Osmosis, Reject Water- A case Study".
Desalination, Vol. 44 (1983) 31-38.
- 9) Henry Z. Fried Lander
"Desalting by Reverse Osmosis"
Chem. Eng., June 6 (1966) 145-148
- 10) Hisanobu Tabata and Ryoichi Yokohama
"Five years Operating Experience of Large Scale Distillation, Test Plant Made of Carbon Steel".
Desalination Vol. 26 (1978) 3-8.
- 11) I. Nusbaum
"Reverse Osmosis- New Solutions and New Problems"
Chem. Eng. Progress, Vol. 68 No. 1.
(1972) 69-70.
- 12) John D. Buckley
"Reverse Osmosis: Moving From Theory to Practice"
Consulting Eng., Vol. 45 No. 5 (1975) 55-61.
- 13) Robert Gibbs
"Potable Water From Briny Seas and Brackish Lakes"
National Council of Science and Technology (CONACYT),
December 1981/January 1982, Vol. 2 No. 3/4 (32-38).
- 14) R. Starmer, et al.
"Problems Likely to be Encountered in the Desing of

- a Large Flash Distillation Plant".
Desalination, Vol. 3 (1967) 343- 352.
- 15) S.J. Senatore
"Vapor Compresion Distillation"
Desalination, Vol. 42 (1982) 153-161.
- 16) T.K. Sherwood
"Salt Concentration at Phase Boundaries in Desalination
by Reverse Osmosis"
I & EC Fundamentals Vol. 4 No. 2 (1965) 113-118
- 17) Vicent Cavaseno
"Desalting Takes Off"
Chem. Eng., March 13 (1978) 41- 44
- 18) Wayne M. Wagner and Donald R. Finnegan
"Seawater Desalting Process"
Chem. Eng., February 7 (1983) 71-75
- 19) W.F. Mc. Ilhermanny and M.A. Zeitoun
"A Chem. Eng. Guide to Seawater, Part. I".
Chem. Eng. Nov. 3 (1969) 81-86
- 20) W.F. Mc. Ilhemanny and M.A. Zeitoun
"A Chem. Eng. Guide to Seawater, Part II".
Chem. Eng., Nov. 17 (1969) 251-256

- 21) William N. Gill
"Boundary Layer Effects in Reverse Osmosis Desalination"
I & EC Fundamentals, Vol. 5 No. 3
(1966) 367-370

- 22) William Smith
"Reverse Osmosis Gains in Water - Desalting Stature"
Chem. Eng. August 17 (1964) 72-74