

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química

DESALINIZACION

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a:

FERNANDO LOPEZ RODRIGUEZ

México, D. F.:

1967



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

PRESIDENTE.: I.Q. ENRIQUE VILLARREAL D.

VOCAL.: I.Q. MANUEL P. GUERRERO P.

SECRETARIO.: I.Q. ENRIQUE ALARCON R.

JURADO

1 er. SUPLENTE.: QUIN. ESPERANZA SCHROEDER.

2 o. SUPLENTE.: I.Q. ENRIQUE JIMENEZ R.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: BIBLIOTECA.

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE : FERNANDO LOPEZ RODRIGUEZ

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA : I.Q. ENRIQUE ALARCON R.

A la memoria de mi abuelo
Sr.Dn.Barique López V.

A mis queridos padres
Sr.Dn.Quillermo López Torres
Sra.Ma.Doloros Hede López
con todo mi amor y toda mi
gratitud.

A mis hermanos
Jorge
Quillermo
Bertha
carifosamente.

A mis maestros
con respeto y admiración.

Al I.º. Enrique Alarcón

A mis parientes y
amigos cariñosamente.

I N D I C E.

INTRODUCCION.

CAPITULO I.- METODOS DE DESALINIZACION.

CAPITULO II.- EVAPORACION FLASH.

CAPITULO III.- CORROSION E INCRUSTACIONES.

CAPITULO IV.- ELECTRODIALISIS.

CAPITULO V.- OSMOSIS INVERSA.

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

Mucho se ha escrito sobre este tema y a veces me pregunto si - valdrá la pena hacer algo más; creo que sí vale la pena y en ello va un sincero esfuerzo por recopilar la más reciente investigación sobre este tema ahora que nuestro país se incorpora al desarrollo de este campo. No trataré de desarrollar exhaustivamente cada uno de los métodos - aparte de que no es mi propósito cada uno en sí llena todo un tratado - únicamente se concretará a dar lineamientos generales de algunos de ellos y desarrollará con amplitud los, que a juicio muy personal serán la larga lista que se implanten en nuestro país, además aclararé algunos puntos que no han sido adecuadamente tratados.

El agua es el líquido más esencial y más exótico que se encuentra en la naturaleza. Es muy abundante pero poco común, toda la vida depende de él; estamos familiarizados con el agua en las actividades cotidianas, pero solo medimos su importancia hasta que escasea.

La escasez de agua dulce está retrasando el ritmo de desarrollo industrial y social en varias naciones, el problema se agudiza en las zonas desérticas en donde los recursos de agua dulce son demasiado estrechos. Las técnicas de desalinización modernas, han hecho que el agua del mar pueda ser considerada como una fuente de agua dulce con una potencialidad ilimitada, disponible en grandes cantidades y que probablemente en un futuro no lejano contribuirá a cumplir la demanda insatisfecha de este precioso líquido.

Actualmente hay una capacidad instalada de unos 100 millones - de galones diarios y aunque su costo es relativamente elevado, es probable que con las nuevas fuentes de energía nuclear dicho costo se venga abajo.

CAPITULO I .- METODOS DE DESALINIZACION.

Antes de entrar en detalle sobre los diferentes métodos de desalinización, diré algo acerca del agua, mencionaré solamente algunas de las propiedades que la hacen ser un líquido "poco común".

Primeramente diré que sus propiedades químicas contrastan de una manera notable con los compuestos de su semejanza química, tiene peculiaridades como no las tiene otra sustancia conocida. El agua es la única sustancia que se encuentra abundantemente en la naturaleza en los tres estados físicos: sólido, líquido y gas.

	Nombre	P.M.	Tem. Eb.	Tem.Fus.
H_2O	Agua	18	100°C	0°C
H_2S	Ac.Sulfhídrico	34	- 61	- 82
H_2Se	Ac.Selenhídrico	80	- 42	- 64
H_2Te	Ac.Telurhídrico	129.6	- 4	- 51

El agua debería congelar a $- 100^{\circ}C$ y hervir a $- 80^{\circ}C$ teóricamente. Adquiere su máxima densidad a $4^{\circ}C$ es decir cuando aun está al estado líquido, la mayoría de las sustancias son más densas al estado sólido.

"La olla que se vigila nunca hierve", reza el proverbio, haciendo alusión a la capacidad calorífica del agua que es grande, lo mismo que el calor latente de evaporación es anormalmente elevado $L_v = 971.2$ BTU/lb el calor latente de fusión $L_f = 143.4$ BTU/lb- el $C_p = 0.964$ BTU/lb $^{\circ}F$

Es la sustancia que más se aproxima a las características del solvente universal, siendo además inerte en cuanto que no modifica a las sustancias que disuelve. Con la sola excepción del mercurio es la sustancia que posee la más alta tensión superficial, su constante dieléctrica también es muy elevada, éstas y otras razones son las que hacen que el agua aparezca como un líquido muy abundante pero poco común.

A continuación describiré algunos de los métodos de desalinización más comunes.

Plantas de destilación: Hay cuatro tipos básicos de este diseño, evaporadores de serpentín, de tubos sumergidos, tubos largos vertica-

los y los evaporadores flash o instantáneos.

Los más primitivos con los evaporadores de serpiente actualmen- te casi en desuso, debido a su baja capacidad, se desarrollaron hace a- proximadamente 80 años en las calderas para las máquinas de vapor.

Evaporadores de tubos sumergidos: Este tipo de evaporadores — consiste esencialmente en tubos que conducen el vapor y que se encuen- tran sumergidos en la caldera, se puede explicar más de un efecto y el vapor generado en uno sirve como vapor de calentamiento para el sigui- ente evaporador y así sucesivamente. En un solo efecto y operado en bue- nas condiciones, por cada kg de vapor se produce un kg de destilado, en- un doble efecto se duplica la cantidad de destilado etc. Sin embargo el número de etapas aumenta la diferencia de temperaturas disponible para la evaporación y en cada etapa se reduce en la misma proporción, para — un área determinada el número de efectos es limitado, uno de los gran- des inconvenientes para este método es que la temperatura de la super- ficie de los tubos es mayor que la definida para la presión de vapor — en la superficie de la caldera, debido a la altura hidrostática; esto — hace que se requiera una diferencia de temperaturas mayor para cada e- tapa, una modificación a este método lo constituye el evaporador de pel- lícula descentrada en donde el vapor va por fuera de los tubos y la — caldera desborda por la parte superior en forma de película evitando en esta forma el sobrecalentamiento de la caldera.

Evaporador de tubos largos verticales: Es un evaporador que co- mo su nombre lo indica lleva un banco de TIV, tiene además una bomba — centrífuga que recircula la salmuera a alta velocidad mejorando nota- blemente el coeficiente total de transmisión de calor.

Evaporación flash: La unidad más grande que hay de este tipo — es de 5.5 Mds³/día. La caldera caliente se introduce a una cámara en — donde se reduce la presión, una parte del agua se evapora instantanea- mente y el vapor condensa en tubos enfriados por la salmuera de alimen- tación, la salmuera pasa a la siguiente cámara en donde se reduce un po- co más la presión haciendo que otra parte del agua se evapore, de ésta-

manera se conectan 30 o más cámaras en serie, cada una operando a una presión menor que la que le precede, la economía de este sistema varía de 8-12 kg de agua/ kg de vapor vivo. Se está investigando actualmente la posibilidad de hacer una planta para 100 $\text{Mdm}^3/\text{día}$ con tres unidades en paralelo.

Evaporadores por termostopresión: Es un método en donde es posible emplear energía eléctrica en vez de vapor, en este método el agua de mar se introduce en un banco de tubos en donde se calienta con vapor vivo, el vapor que se genera de la ebullición se recomprime para aumentar su presión de condensación, el vapor comprimido se introduce a un cambiador de calor en donde hace hervir nuevamente la salmuera. Hay una planta de concentración en Roswell, N. Mex. para 3.8 Mlt/día, es un método que no ha progresado mucho debido a las dificultades para hacer un compresor isotérmico de grandes proporciones, que maneje vapor a bajas presiones.

Electrodialisis: Es el segundo método más popular para la producción de agua dulce a partir del agua de mar, el agua por tratar se introduce entre los espacios que forman dos membranas de diferente clase, una que es selectiva a los iones negativos y la otra que lo es a los positivos, se emplean al dorredor de 250 pares de membranas por unidad, se introduce una corriente eléctrica que fluye por todos los compartimientos, los iones positivos como los del sodio son atraídos hacia el cátodo y los negativos como los del cloro lo son hacia el ánodo, reduciendo la concentración de sal en la cámara de alimentación, cada uno de los iones pasa por la membrana y ésta impide que regrese a la solución.

Debido a que la transferencia de iones no implica un cambio de fase, parece ser un método que ofrece grandes posibilidades aunque también tiene muchas limitaciones prácticas, entre otras que el agua por tratar no deberá contener una gran cantidad de sales para que el proceso sea económicamente factible, ésta concentración es del orden de la 10 000 ppm, además que la eliminación de sal deberá hacerse en la interfase para evitar la ósmosis, cuando aumenta mucho la densidad de co -

rriente, la solución se agota y aumenta mucho la resistencia, provocan - de una caída del voltage en las membranas. Las membranas están hechas - de polietileno que además contiene intercambiadores iónicos que mejo - ran el carácter de semipermeabilidad y bajan la resistencia eléctrica; hay pocos materiales adecuados para hacer las membranas ya que la maye - ría son sensibles al medio ambiente y bajan su eficiencia con el tien - po. Hasta el presente no se conoce a ciencia cierta el mecanismo de la - desalinización por éste método aunque hay un buen número de teorías - que tratan de explicarlo. La electrodiálisis puede fallar totalmente - cuando se procesan ciertas aguas ya que algunos iones como la sílice - invierten completamente la selectividad de la membrana.

Osmosis inversa : Si la solución salina se separa del agua du - ce o de otra solución más diluida por una membrana semipermeable, el a - gua dulce fluye por la membrana hacia la solución más concentrada has - ta que se logra el equilibrio; si invertimos el flujo podemos obtener - agua dulce a partir de una solución salina, en la práctica ésto se lo - gra aplicando una presión en el lado de la salmuera y el proceso se co - noce como ósmosis inversa. La membrana más adecuada que se ha encontra - do es de acetato de celulosa y para darle consistencia se forma sobre - un sustrato poroso con perclorato de potasio.

La presión osmótica del agua dulce sobre el agua de mar es del orden de las 24 atm. y para producir un flujo rasenable se deben apli - car presiones del orden de las 100 atm. en el lado del agua salada, pa - ra que la membrana resista se soporta sobre un metal sinterizado.

Para darse una idea del orden de las magnitudes implicadas - - las membranas deberán soportar presiones de 100 atmósferas, produciendo 65 lt/día/cm².

Congelamiento : Se ha visto experimentalmente que los micro - cristales de hielo que se forman en una salmuera tienen solamente de - 4-7 000 ppm de sólidos totales adheridos a la superficie. Para congelar la salmuera hay varios métodos y el que parece más sencillo como sería congelar con una máquina refrigerante resulta ser el más caro, lo más e -

económico es pulverizar el agua en una cámara al vacío o evaporar un solvente inmiscible con el agua que vaporice fácilmente en el seno de la solución como el butano por ejemplo.

Procesos de Destilación.

El costo del agua dulce suministrado por el proceso de destilación natural que efectúa el sol y el viento, lo constituyen los sistemas de recolección, conducción, almacenamiento, purificación y distribución. El precio que el hombre está dispuesto a pagar por este servicio, dependerá de las necesidades que tenga de él y de los fines a que destine el agua, pero el crecimiento industrial y de la población hace insuficientes los sistemas tradicionales de obtención de agua dulce porque no siempre se tiene en abundancia y donde se necesita por lo que hay que recurrir a otras fuentes, tales como el mar o depósitos de aguas salobres. En la actualidad es posible obtener agua dulce a precios que compiten con los de los sistemas tradicionales de recolección, uno de éstos métodos lo constituye la evaporación que puede ser del siguiente tipo:

Evaporación en tubos sumergidos.

Convección natural para la salmuera.

Evaporación en tubos largos verticales.

Evaporación flash.

Evaporación con recompresión de vapor.

Separación supercrítica.

El sistema de recompresión de vapor no ha sido experimentado en gran escala pero cabe como una buena posibilidad, hay algunos aspectos prácticos termodinámicos que son adversos a éste sistema, los métodos que más se han desarrollado en gran escala son el de los tubos largos verticales y la evaporación flash.

El sistema de evaporación flash que primeramente se instaló fué el de la Westinghouse en Kuwait y consiste en cuatro unidades de $2\ 275\ m^3$ /día, con un consumo específico de 160 kcal/kg.

En los últimos seis años ha sido el sistema predominante debi-

do a que implica un gran número de etapas, se acerca a la reversibilidad aunque ésto implique una gran cantidad de problemas en el control de presiones, temperaturas, nivel etc.

Transferencia de calor en el equipo de destilación.

La diferencia de temperaturas en el equipo de destilación determina las eficiencias del ciclo, en los sistemas en ebullición, el rango de temperatura total se divide entre el número de efectos.

En la diferencia de temperaturas de operación, se ven implicados varios factores que complican el sistema de transmisión de calor y que hacen que la disponibilidad de un dado nivel de energía no sea 100 % eficiente. Para explicarlo vamos a considerar el caso de las plantas de Aruba y Curacao que tienen un consumo específico de 120 kcal/kg, la diferencia de temperaturas entre cada efecto es de 10.6°C , esta diferencia de temperaturas real disponible para hervir la salmuera, se ve afectada por los siguientes factores:

La presión de vapor de la salmuera se reduce por efecto de la concentración de sal y hace que aumente el punto de ebullición, para la concentración normal del agua de mar varía de $0.5-1.0^{\circ}\text{C}$. El vapor que sale de un efecto tiene que pasar por una malla para evitar el arrastre de gotas de salmuera, la caída de presión causa una reducción en la diferencia de temperaturas disponible.

Cuando los tubos están sumergidos, la presión de la columna hidrostática causa un aumento en el punto de ebullición del orden de 0.26°C/cm y a bajas temperaturas, del orden de los 50°C el valor aumenta 10 veces, debido a que los volúmenes específicos del vapor se hacen muy grandes, de manera que por cada tres centímetros de inmersión se necesita un grado extra de temperatura, además que el resultado se traduce en una convección no controlada que reduce el valor del coeficiente de transmisión de calor.

En los sistemas de evaporación flash se tienen condiciones un poco diferentes, las diferencias medias log. son del orden de $2.4-4.2^{\circ}\text{C}$ y el max. APE es de 0.8°C , además que se pueden suprimir los

separadores de malla ya que la pureza del agua es del orden de las 100 partes por millón. con éste arreglo se tienen consumos del orden de 50-kcal/kg.

En los sistemas de destilación por ebullición no se llega a una correlación de alta precisión científica para la convección natural que predomina en los evaporadores de tubos sumergidos y el diseño de éstos depende de un gran acopio de experiencia; en los sistemas flash - hay un mínimo de conocimientos básicos que permiten saber con cierta - precisión el comportamiento del sistema.

Otro factor que influye grandemente en la destilación es la - presencia de gases incondensables que aunque se encuentren en muy pequeña proporción hacen que el valor del coeficiente total de transmisión de calor sea bajo, para su control hay que contar con un buen sistema de extracción de incondensables.

Pero sin duda que el factor que más controla es el de la formación de incrustaciones y la adopción de un sistema flash no es ninguna garantía de que las incrustaciones no se formen solamente teniendo un buen sistema para controlar las incrustaciones la posibilidad de que éstas se formen disminuye grandemente, a temperaturas superiores a 120-°C habrá necesidad de tener un control ácido, para menores temperaturas un control con alitvos será más que suficiente.

Los coeficientes de transmisión de calor son del orden de 230 - cal/hrm²°C a 280 cal/hr cm² °C.

Se debe adicionar un valor al de la resistencia del lado del líquido para el valor teórico calculado debido a las incrustaciones y al ensuciamiento de las superficies de transmisión de calor, dicho factor es del orden de 0.000 75 - 0.001, actualmente hay una tendencia a - a dejar las plantas escasas en el diseño, debido a factores económicos - de competencia entre las firmas constructoras y cuando se operan a plena carga no se cumplen las especificaciones.

CAPITULO II. EVAPORACION FLASH.

A continuación voy a dar algunos principios termodinámicos en los que se basa la evaporación flash, sus características y la forma en que dichas características son afectadas por pérdidas parásitas que no se pueden eliminar totalmente en la práctica, así mismo discutiré algunos problemas del diseño que implica pasar de las elucubraciones teóricas a las realidades de la ingeniería.

En años recientes ha habido un aumento considerable del interés por la conversión del agua salada en agua dulce se han desarrollado diferentes técnicas en varios países y una buena parte de los esfuerzos van encaminados a la investigación de la evaporación flash, en la fig 3.1 vemos la tendencia que hay en general por los métodos de desalinización.

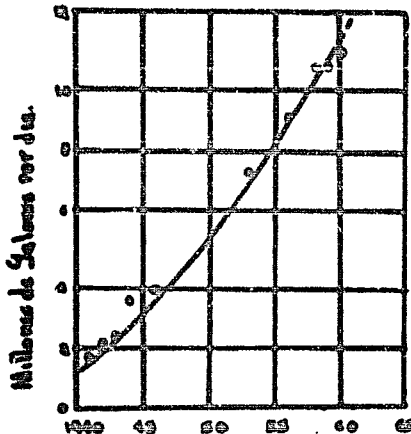


Fig. 3.1 Capacidad total instalada de desalinización por evaporación.

Probablemente esta capacidad está subestimada por no disponer de datos de diferentes partes del mundo.

Las diferentes circunstancias contribuyeron al desarrollo de los diferentes tipos de evaporadores.

1.- Antiguamente la formación de incrustaciones en los evaporadores se consideraba como un hecho iritable. En un serpentín por ejemplo la formación de la incrustación solo repercute en la disminución de la producción, manteniendo el consumo específico de calor constante,

en los evaporadores flash al formarse la incrustación no solo disminuye la producción sino que aumenta el consumo específico de combustible.

2.- Las unidades han aumentado de tamaño notablemente, hace 5 años la unidad más grande era de 400 000 lts/día. Actualmente son comunes las unidades de un millón de galones por día.

3.- Las nuevas unidades de destilación flash hacen posible eliminar las conexiones y tuberías entre una cámara y otra ya que solamente están separadas por una pared.

Consideraciones técnicas.

Evaporadores flash vs. serpentín, las fórmulas que se consideran se basan en un calor latente de evaporación medio de 560 cal/gr, mismo valor que se considera para el vapor de calentamiento.

En la fig.3.2 se tiene un diagrama simplificado de un serpentín de dos etapas.

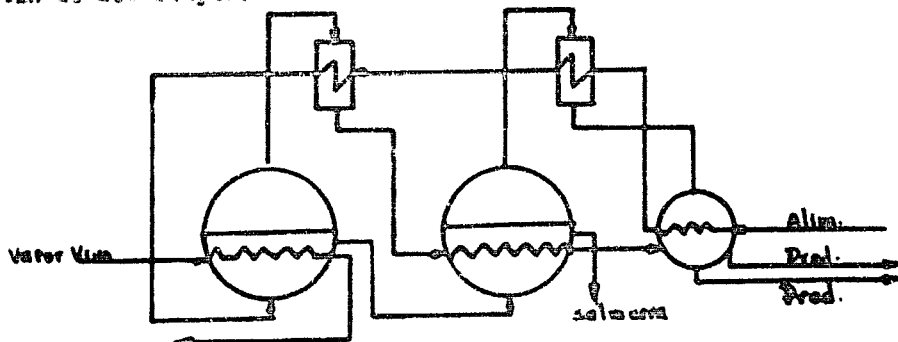


Fig.3.2 Serpentín de dos etapas.

El funcionamiento de éste tipo de evaporadores y sus características termodinámicas son bien conocidas, haciendo una comparación tenemos como primera aproximación que el consumo específico de calor del serpentín es fijo y la cantidad de destilado para un área determinada varía en proporción directa a la diferencia de temperaturas $t_{\text{máx.}} - t_0$ y al valor del coeficiente total de transmisión de calor.

Si el número de etapas aumenta en n , la diferencia de temperaturas disponible para la transmisión de calor en cualquiera de las etapas y el consumo específico de calor de la instalación puede reducirse en

una proporción inversa a su consumo específico de calor y el área de calentamiento requeridos para un gasto determinado dependerá únicamente del número de etapas.

En la fig. 3.3 se muestra un diagrama simplificado de un evaporador flash de dos etapas en este tipo de evaporador la salmuera es precalentada por el vapor generado y posteriormente calentada a una t_{max} por una fuente externa de calor.

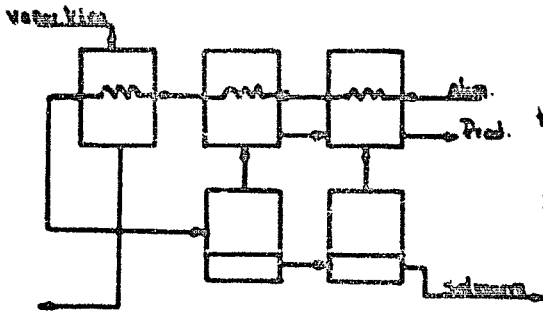


Fig 3.3 Evaporador flash de dos etapas.

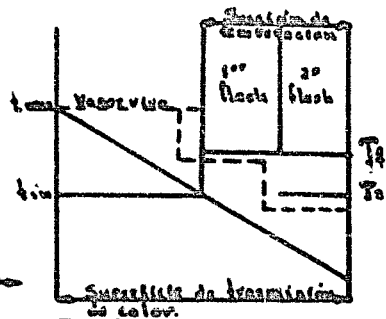


Fig 3.4 Diagrama de Temperaturas.

la solución progresivamente es enfriada pasándola en cascada por una serie de cámaras de evaporación. Las superficies de calentamiento cumplen con un propósito dual sirven como condensadores y como precalentadores de la solución de alimentación, para una temperatura de ebullición dada de la solución en la cámara de evaporación, la temperatura de acercamiento de la solución que sale puede variarse variando el área de transmisión de calor, un aumento en el área provoca una reducción de la diferencia de temperaturas terminales $T_1 - t_{in}$, aumentando la temperatura de entrada t_{in} , disminuye el consumo específico de calor de la unidad en proporción a $(t_{max} - t_{in}) / (t_{max} - T_2)$.

En la fig. 3.4 se señala el diagrama de temperaturas en las diferentes partes del circuito, para dos casos diferentes de áreas de transmisión de calor.

Si se permite pérdidas secundarias y empleando un área infinita de transmisión de calor en cada etapa, el consumo específico de calor no

puede reducirse más allá de un mínimo que depende del número de etapas. Este mínimo es igual a $560/n$ cal/gr. en donde n es el número de etapas.

La diferencia media de temperaturas disponible para la transmisión de calor en el flash, es menor que en el serpentín, el precalentamiento de la caldera disminuye la diferencia de temperaturas disponible en cada etapa, en el serpentín hay que provocar la ebullición de la caldera con un diferencia de temperaturas constante.

La diferencia de temperaturas media efectiva disponible en cada calentador será menor que $t_{\text{max}} - t_{\text{in}}$, por lo que será necesario una superficie muy grande para obtener el mismo funcionamiento; si se reduce el número de etapas hasta que la línea escalonada de la fig. 3.4 toque la línea inferior, nos indica que hay un aumento de temperatura en los calentadores y la diferencia de tem. media log. llegará a ser cero.

Haciendo caso omiso de los refinamientos el rango de operación de los evaporadores flash de varias etapas puede calcularse fácilmente empleando la fig. 3.5 (líneas llenas).

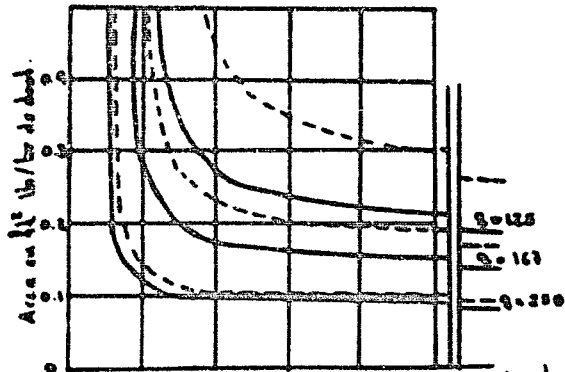


Fig. 3.5 Efecto del número de etapas en los requerimientos de calor. para $U = 500$ BTU/hr ft² F.

Haciendo un cambio adecuado se puede emplear la gráfica para otros valores del coeficiente de transmisión de calor.

Aparte del número finito de etapas hay un número de pérdidas -

secundarias que sumadas dan valores considerables.

Aumento del Punto de Ebullición: Cuando se obtiene vapor en un evaporador flash a partir de una salmuera, la temperatura de condensación del vapor será menor que la temperatura de ebullición, debido a que la adición de un soluto no volátil a la solución provoca una disminución de la presión de vapor de la solución.

La altura hidrostática también provoca un sobrecalentamiento del vapor, éstos dos efectos se traducen en pérdidas termodinámicas, debido a que se suprime una parte de la diferencia de temperaturas disponibles para la ebullición.

Si se sigue una ecuación como la (3.1) obtenemos la gráfica de la fig.3.6

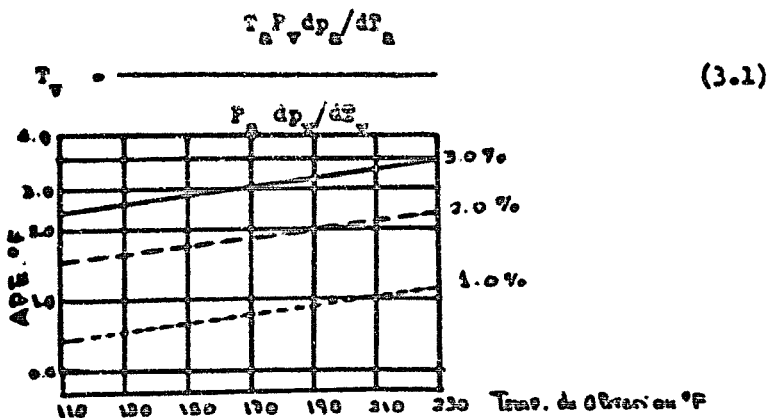


Fig.3.6 APE vs Concentración.

Pérdidas por caída de presión. Hay una disminución de la temperatura de saturación debida a la caída de presión, cuando el vapor se produce en la cámara flash pasa por los separadores de humedad y/o cambia de dirección al entrar a la sección de precalentamiento donde se condensa, es una pérdida que tiene el mismo significado que el APE.

Las líneas punteadas de la fig.3.5 han sido calculadas teniendo en cuenta una pérdida en la diferencia de temperaturas media de 2.5°F. Comparadas con las líneas llenas se ve una diferencia apreciable por las pérdidas adicionales.

Pérdidas por venteo y por ruptura del vacío. Para extraer los -

gases incondensables que se forman o que se liberan en la evaporación, así como las rupturas del vacío por entrada de aire, cada cámara tiene un sistema de extracción de incondensables, como se extrae también una porción del vapor el resultado se traduce en una pérdida de calor en la sección de precalentamiento.

Pérdidas por conducción. En el diseño que se describe las paredes del evaporador están hechas de metal que no tiene aislante térmico, por lo que hay pérdidas de calor hacia el exterior, para compensar esto hay que adicionar una cantidad extra al suministro.

Pérdidas por radiación. Para los evaporadores modernos que operan al alto vacío, las pérdidas por radiación al exterior son despreciable. En una estimación burda se llegó a determinar que todas las pérdidas constituyen aproximadamente 8-35 cal/gr de destilado, para una planta que opera en una relación 8/1 esto representa una pérdida del 12-32% del vapor básico que se suministra.

DISEÑO DE LOS EVAPORADORES FLASH.

Vamos a considerar que tanto la cámara de flash como los precalentadores forman parte de un evaporador de varias etapas o efectos, el diseñador tendrá que enfrentarse a cinco problemas básicos de transporte que surgen de un sistema como éste.

1.- La calquera que va a ser evaporada se conduce por todos los precalentadores y antes de introducirse a la cámara flash se calienta a una temperatura máxima. Los precalentadores los constituyen cada uno de las cámaras.

2.- La calquera caliente se pasa en cascada por todo el evaporador.

3.- El vapor que se obtiene se pasa a los precalentadores después de haberlo separado la humedad.

4.- El destilado se condensa en los precalentadores y se extrae también en cascada del evaporador.

5.- El venteo de los incondensables se hace en cada precalentador o en serie por todo el evaporador.

Si se piensa en un diseño convencional en donde las unidades se encuentran separadas sería prácticamente imposible la construcción de un equipo de unas 40 etapas

EVAPORADORES VERTICALES.

La fig 3.7 nos muestra una perspectiva de éste tipo de evaporadores, las cámaras de flash se encuentran conectadas a los precalentadores que se arreglan en forma vertical y a ambos lados de las paredes de separación. Con éste diseño podemos ver que se resuelven de una manera muy sencilla cuatro de los problemas de transporte: el transporte de la salmuera a la cámara de flash, transporte del destilado, venteo y transporte del vapor a los precalentadores, éste diseño elimina las limitaciones de orden práctico pudiéndose aumentar en mucho el número de unidades, el diseño estructural permite hacer un alto vacío, aumentando el número de etapas se puede reducir la superficie de calentamiento de los precalentadores hasta un límite que no impida la accesibilidad al interior de la cámara para fines de inspección y limpieza, el número óptimo sale de un balance económico.

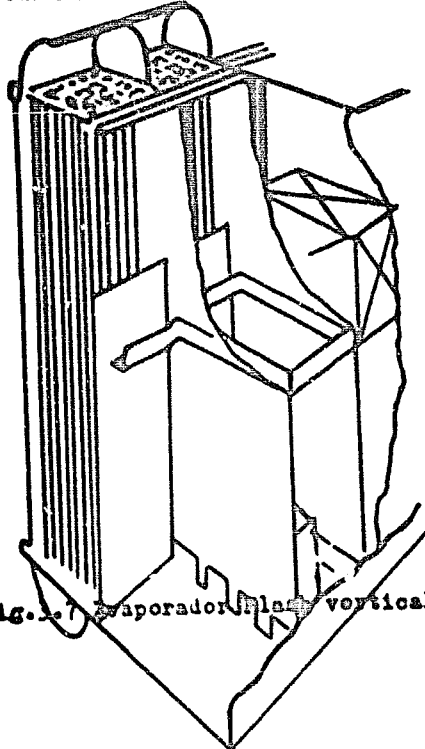


Fig. 3.7 Evaporador flash vertical.

EVAPORADORES HORIZONTALES.

La fig. 3.8 nos muestra un diagrama de lo que es un evaporador horizontal, implica los mismos principios básicos que el arreglo anterior, solo que la superficie de condensación del vapor se hace en un arreglo horizontal. Los precalentadores se pueden arreglar en dos, tres o más filas, cada fila está separada por una pared vertical y longitudinalmente en cada lado de ésta pared hay un banco de tubos. Las paredes verticales sirven de soporte a los bancos de tubos, separan cada paso y la salmuera fluye en cascada por el evaporador, a contracorriente con la salmuera que se va precalentando.

Comparación de los dos diseños: El evaporador horizontal requiere una superficie de calentamiento menor debido a que los coeficientes de transmisión de calor son mayores. A un valor determinado del consumo específico de calor y a una determinada velocidad de la salmuera, el diseñador tendrá que acomodar una longitud de transmisión de calor (m^2/a) - por donde la salmuera tiene que fluir; en un evaporador horizontal de baja capacidad resulta una cámara muy estrecha que impide la accesibilidad a su interior.

En un evaporador vertical hay libertad para escoger tanto el largo como el número de tubos que pasan por la unidad. Para capacidades bajas éste se hace un diseño atractivo por su economía aunque se tenga un coeficiente menor de transmisión de calor.

Ambos modelos resuelven los cuatro problemas de transporte en forma sencilla, son de apariencia muy semejante, los sistemas de control y de flujo son parecidos en ambos casos, utilizan paredes de separación para suprimir las tuberías y conexiones, en los dos modelos la única diferencia apreciable es el valor del coeficiente de transmisión de calor.

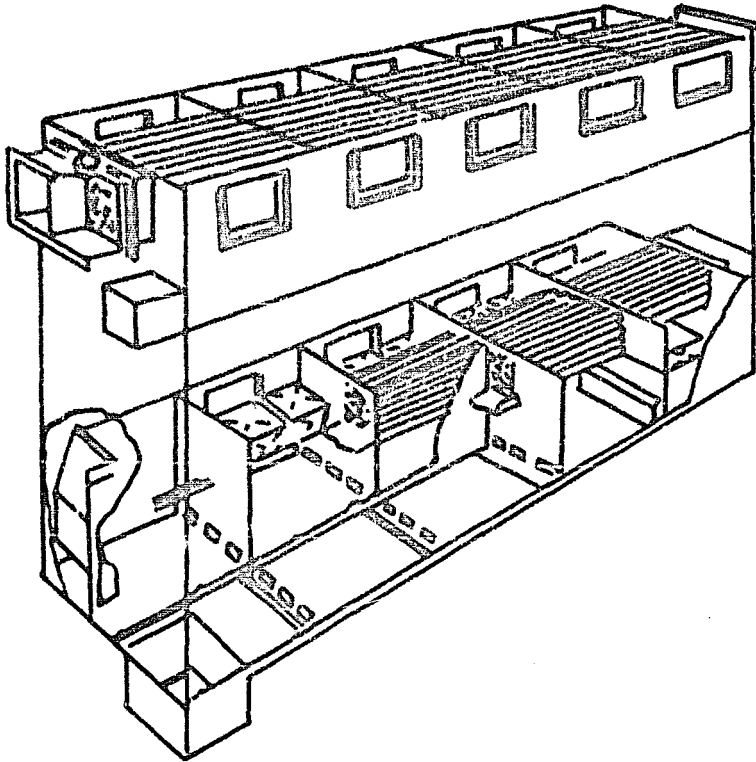


Fig. 3.3 Evaporador Flash Horizontal.

PROBLEMAS QUE SE PRESENTAN EN LA EVAPORACION FLASH.

A primera vista el sistema de evaporación flash parece ineficiente debido a que el agua caliente se enfría considerablemente cuando solamente una fracción del líquido se ha evaporado. Por ejemplo la evaporación del 7.1% del líquido hace que se enfríe una solución que estaba calentada a 100°C , hasta 60°C , por eso se hace la evaporación en varias etapas para que la temperatura se vaya degradando más lentamente.

Formación de incrustaciones.

Para que la destilación que se hace sea económicamente aceptable, la evaporación deberá mantenerse en forma continua y el evaporador

libre de incrustaciones para que no disminuya la producción. En un principio como ya se mencionó, la formación de incrustaciones se aceptaba como un hecho ineludible; actualmente ya no se piensa así y es relativamente fácil operar un equipo durante varios miles de horas sin que se formen incrustaciones, si se entiende el mecanismo de su formación y se llevan a cabo las medidas necesarias para su prevención, la investigación en este campo ha sido fecunda y se debe principalmente a Killier y Langelier.

El incrustamiento por sulfato de calcio, puede eliminarse completamente controlando la temperatura y la concentración de la salmuera en ciertos límites. Hay otros métodos para prevenir las incrustaciones y en general los podemos agrupar en las siguientes categorías.

1.- Diseñando la unidad y el proceso de tal manera que la incrustación no tenga oportunidad de formarse y que la solución sobresaturada no llegue a producirse.

2.- Removiendo las sales incrustantes antes del proceso de destilación (ablandamiento).

3.- Adicionando productos químicos tales como los ácidos que amplían el rango de las temperaturas de operación.

4.- Adicionando productos tales como los polifosfatos que retardan la formación de la incrustación, modificando su curva de solubilidad o provocando la formación de precipitados suaves que se pueden eliminar fácilmente.

5.- Cambando la precipitación del incrustante en unidades separadas de las unidades de destilación (estabilización por contacto).

El tratamiento ácido es una cura positiva para la formación de las incrustaciones, solo que se presentan otros problemas como los de corrosión ó si se agrega ac. sulfúrico por ejemplo la adición de iones sulfato aumenta la sobresaturación.

Otro método muy bueno es la adición de "Hagevap LP" a una concentración de 5 ppm. Es una mezcla de polifosfato de sodio y derivados del ac. lignosulfónico, la limitación a este método es que el aditivo se

descomponen a los 85-95°C.

La corrosión se minimiza pasando la corriente de alimentación a un desareador antes de que se caliente, aquí se elimina una buena porción de CO₂, aire y otros gases incondensables que disminuyen la eficiencia de transmisión de calor.

Teóricamente es posible operar el evaporador en un rango muy amplio de presiones y temperaturas pero en la práctica se ve que es muy difícil operar a más de 100°C debido a que aumenta la formación de las incrustaciones y que a esa temperatura se puede emplear vapor de baja presión de 1-1.5 atm. con una temperatura de condensación de 100-112°C.

Separación del agua de arrastre. Para lograr una pureza adecuada en el destilado es necesario separar las gotas de agua que arrastra el vapor en las proyecciones del líquido durante la evaporación o cuando se forma espuma, para ésto hay varios métodos; empleando placas deflectoras, separadores ciclónicos o mallas.

empleando las placas deflectoras las gotas se separan en una buena porción y la pureza del agua que se obtiene es del orden de 20-30 ppm de sólidos disueltos, cuando se emplea un ciclón se reduce la concentración a 10 ppm y probablemente la inversión no justifique la ganancia en la pureza ya que se considera buena a el agua que contiene 500 ppm.

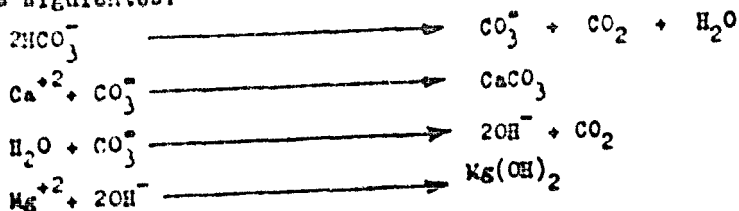
CAPITULO III . INCRUSTACIONES.

La formación de una costra dura en la superficie de transmisión de calor adiciona una resistencia, haciendo que disminuya la eficiencia de la operación.

Las incrustaciones se eliminan por medios mecánicos y químicos. La formación de las incrustaciones puede ser un serio tropiezo en el funcionamiento de la planta cuando no se lleva un control adecuado. Hay varios métodos para controlar la formación de las incrustaciones y el mejor de todos estará determinado por las características de operación de la planta. El costo del control de incrustaciones dependerá del método que se emplee, por ejemplo para controlar la precipitación de CaCO_3 y $\text{Mg}(\text{OH})_2$ empleando ac. cítrico cuesta \$1.30/1000 lts. \$0.40/1000 lts con FeCl_3 y \$0.03/1 000 lts empleando ac. sulfúrico.

Tipos de incrustaciones.

Sulfato de calcio: El sulfato de calcio existe en seis formas cristalinas pero solamente tres pueden estar en solución, el yeso $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, el alfa-hemihidrato $\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$ y el anhídrido insoluble CaSO_4 . Tanto el yeso como el hemi-hidrato pueden existir a elevadas temperaturas, el yeso es estable a temperaturas del orden de los 85°C y el hemi-hidrato a temperaturas mayores. Sin embargo las temperaturas de transición están determinadas por la presión de disociación y por la presión de vapor de la solución. El yeso se empieza a depositar cuando la densidad de la solución es de 1.11 y que corresponde a un factor de concentración de 4.25, la solubilidad del yeso varía poco con la temperatura, el agua de mar puede por tanto concentrarse hasta un factor de 4 y calentarse a 85°C sin que se forme la costra de sulfato, la solubilidad inversa del sulfato es la razón por la cual no se puede calentar más la solución sin que ocurra la precipitación, las reacciones que ocurren son las siguientes:



Hidróxido de Magnesio; Es una de las incrustaciones más tenaces y de control más difícil su solubilidad se ve influenciada principalmente por el pH.

Carbonato de Calcio: La solubilidad del carbonato de calcio está determinada principalmente por la concentración de ión carbonato y el pH que controla el equilibrio $\text{CO}_3^{2-} - \text{HCO}_3^-$. El $\text{Mg}(\text{OH})_2$ y el CaCO_3 se forman a cualquier temperatura predominando el segundo a temperaturas inferiores a los 85°C y el $\text{Mg}(\text{OH})_2$ a temperaturas superiores.

Prevención de las incrustaciones.

Son tres las formas más comunes y a la vez las más económicas que se emplean para prevenir la formación de incrustaciones. La primera implica el empleo de un ácido para controlar el pH y de esta manera la solubilidad del CaCO_3 y del $\text{Mg}(\text{OH})_2$; el CO_2 que se pierde al descomponerse el bicarbonato se reemplaza por un ácido no volátil el pH se mantiene bajo e impide la precipitación, se puede emplear ac. cítrico con muy buenos resultados solo que éste ac. es caro y grava el costo del producto en más de un 15%, el ac. sulfúrico tiene el inconveniente de que incorpora más iones SO_4^{2-} a la solución afectando la solubilidad del CaSO_4 , para remediar esto se trabaja a un pH menor que el de neutralización.

El segundo método consiste en la incorporación a la alimentación de aditivos derivados del polifosfato de sodio en cantidades relativamente bajas del orden de las 5 ppm y empleando relaciones de conducto para la caldera. La acción del polifosfato consiste en modificar la curva de solubilidad para el sistema, la limitación al empleo de este agente es la temperatura a la cual se descompone y que es de $85-95^\circ\text{C}$.

El tercer método consiste en incorporar a la alimentación "semillas" de incrustante, de esta manera las incrustaciones no se depositan sobre las superficies de calentamiento sino que tienden a hacer crecer el cristal de incrustante, en la práctica se hace una suspensión muy diluida que se incorpora a la alimentación, posteriormente el incrustante

se recupera y se vuelve a utilizar. El costo de este método es el del sistema de recuperación de sílices, se esperaba que este método sirviera para el control del CaCO_3 y del CaSO_4 que se depositan por un mecanismo semejante, pero hubo necesidad de hacerle algunas modificaciones. Tiene este método la ventaja de que opera a un pH alcalino en donde la corrosión es menor.

El método usado para la prevención de las incrustaciones se investigó para determinar las condiciones límite en la evaporación, se empleó ac. sulfúrico y se determinó el pH que no se debía exceder, las condiciones son las siguientes y representan el límite sin que precipite el CaSO_4 .

Temperatura de ebullición		90°C
Diferencia de temperaturas		5-6 "
Temperatura de alimentación		89°
Concentración de la alimentación		2.35 veces el % del agua de mar.
	Alimentación	Descarga.
Alcalinidad total de CaCO_3	155	145 ppa.
pH de equilibrio para el CaCO_3	6.5	6.8
pH de equilibrio para el Mg(OH)_2	7.0	7.8
pH de la solución	8.3	8.4

Manteniendo un pH de 7.5 a la descarga no se formó incrustación, tampoco deberá bajarse demasiado el pH para no favorecer la corrosión.

En el método de la siembra con cristales, el líquido deberá tener una concentración de 0.5% de CaCO_3 . Primeramente se empleó CaCO_3 solo ya que el CaCO_3 y el CaSO_4 se depositan por un mecanismo semejante, pero el evaporador se incrustó, posteriormente se empleó una mezcla de CaCO_3 y CaSO_4 que tampoco sirvió, al ensayar el Mg(OH)_2 en medio líquido alcalino, se llegó hasta una temperatura de 120°C y el evaporador trabajó durante 600 hrs. sin que hubiera necesidad de desincrustarlo ya que la capa del hemihidrato que se formó, se eliminó con un

simple lavado, la prueba continuó hasta completar las 1 000 h.
Condiciones de operación.

Temp.de alm.	Temp.de ebullic.	Dif.de Temp.	Siebra de :	Hra.de Operac.	Tipo de incrustan.
190	192	8	CaCO_3	6.5	no
190	192	8	"	46	trazas
190	192	7	"	22	no
190	192	5.5	"	44	no
190	192	7.5	"	210	no
187	192	13	"	150	no
194	204	11	"	162	CaSO_4
250	255	14	$\text{CaCO}_3 + \text{CaSO}_4$	52	"
250	255	14	"	32	—
250	255	14	"	26	CaSO_4
250	255	10	"	33	"
200	205	11	"	16	"
195	200	13	"	168	$\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
250	250	13	"	141	CaSO_4
250	250	13	CaCO_3	154	$\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
255	250	9.5	$\text{Mg}(\text{OH})_2$	133	$\text{Mg}(\text{OH})_2$
250	250	9.5	"	200	no
250	250	7	"	170	$\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
250	250	7	"	141	no
130	120	13	"	238	no
236	220	8	"	167	no
203	206	7	"	160	no
250	250	8	"	593	$\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
250	250	8	"	1 000	no

Cuando se suspendió la operación aun no habiendo incrustaciones se debió a fallas en el equipo o en el suministro de corriente eléctrica. La diferencia de horas de operación para un mismo tipo de semillas se debe a que se emplearon diferentes relaciones de concentración.

CORROSIÓN DE METALES EN AGUA DE MAR.

En vista del aumento de las actividades que el hombre desarrolla en el mar, como el tendido de cables submarinos, plantas químicas — que obtienen del mar, algas, bromo, yodo, sal etc. productos farmacéuticos que se extraen de plantas y animales marinos, plantas químicas — que emplean agua de mar en los equipos contra el fuego, en los cambiadores de calor etc. Ha sido necesario encaminar la investigación hacia un mejor conocimiento del comportamiento de los metales bajo estas condiciones, se ha visto que el agua de mar ataca a la mayoría de los metales comunes y los organismos marinos ensucian las superficies metálicas provocando la erosión y la obstrucción de los equipos.

La corrosión acuosa es de naturaleza electroquímica e implica el paso de una corriente eléctrica que entra a la solución por los ánodos y sale por los cátodos, por ejemplo el caso del hierro; los iones Fe^{+2} entran a la solución por el ánodo y se desprende hidrógeno en el cátodo.

Los bromuros y los fluoruros son de las sustancias más corrosivas solo que se encuentran en pequeñas cantidades y además se ven enmascarados por grandes cantidades de cloro. El agua de mar es altamente corrosiva por la gran cantidad de electrolitos que tiene disueltos, además contiene oxígeno disuelto que también es altamente corrosivo.

Los electrolitos más abundantes se encuentran en la siguiente proporción.

Proporción.	%		%
Na^+	1.096	Cl^-	1.398
Mg^{+2}	0.127	SO_4^{+2}	0.265
Ca	0.040	HCO_3^-	0.014
K^+	0.038	Br ⁻	0.006
Br^{+2}	0.01	F ⁻	0.0001

Factores que influyen en la corrosión.

Cuando los metales de diferente potencial químico se encuentran galvánicamente acoplados se forma un ataque en el menos noble, un área pequeña de un metal anódico acoplada a un área grande de un metal catódico es altamente perjudicial.

Algunos metales forman una película protectora que impide ataques posteriores, haciéndose de esta manera resistente a ciertos ataques de corrosión, el oxígeno algunas veces forma una capa protectora de óxido

rdo, pero otras veces promueve el ataque, si se excede de cierta velocidad crítica, se erosiona la película de óxido dejando superficies nuevas expuestas al ataque del corriente.

Las entradas a los tubos del condensador se notan fuertemente dañadas por las altas velocidades del líquido y por las turbulencias que se originan con los cambios de velocidad del fluido.

La corrosión por microorganismos también es un grave problema y ocurre en todas las latitudes, arriba de los 45° solo en el verano es apreciable y en los trópicos durante todo el año.

La corrosión diferencial puede jugar un papel importante en el ataque acelerado de los metales especialmente en las humiduras.

Cuando el agua está contaminada con sulfuros se vuelve altamente corrosiva y ataca a materiales ferrosos y no ferrosos.

Métodos de protección contra la corrosión.

Hay una gran variedad de métodos de protección contra el ataque del agua de mar.

Protección catódica. El acero se puede proteger por una corriente catódica suministrada por un ánodo de sacrificio o por una fuente externa, éste método solo es efectivo cuando todo el metal está sumergido en la solución.

En unas pruebas de corrosión se llegó a los siguientes resultados.

Corrosión en un medio ácido a un pH menor de 3		
Material	Lado del vapor	Lado del líquido en pulg/año
Acero	0.016-0.027	0.01-0.021
Fierro colado	0.009-0.016	0.008-0.030
Admiralty	0.001	0.001-0.003
Cobre	0.001	0.002-0.004
Aluminio-bronce	0.001	0.001-0.002
Cuproniquel 90/10	0.001	0.001-0.003
Aluminio	0.001	0.004-0.006

Corrosión en medio alcalino.

Material	Lado del vapor	Lado del líquido pulg/año.
Acero	0.056-0.067	0.030-0.044
Hierro colado	0.019-0.016	0.031-0.032
Admiralty	0.002	0.001-0.003
Cobre	0.001-0.003	0.001-0.002
Aluminio-bronce	0.001	0.001
Cuproniquel 90/10	0.001	0.001

Aluminio. Se perforó el tubo de 0.103" de espesor.

Metales empleados para el agua de mar.

Hierro; se emplea mucho especialmente el acero estructural, también se emplea en las tuberías, comparado con los otros materiales resulta ser de los más baratos, es el material básico para la construcción a pesar de que se corroe mucho en algunas secciones de la planta, como las unidades de destilación, la velocidad de ataque es de 5 milésimas por año y cuando tiene picaduras la corrosión aumenta de 15-20 milésimas anuales.

Los aceros son en general un grupo de aleaciones de hierro que contienen carbón en pequeñas cantidades como principal elemento aleado por un lado tenemos el hierro puro que contiene casi 80 ppm de carbón y por el otro extremo tenemos el hierro colado con más del 2% de carbón, los aceros comerciales tienen del 0.03 al 1.2% de C.

Para mejorar sus propiedades se le adicionan otros elementos tales como manganeso, silicio, cromo, etc.

Para fines prácticos la clasificación de los aceros es como sigue: Aceros de bajo contenido de carbón con menos del 0.30 de C, acero con mediano contenido de C, del 0.30-0.85% y Aceros al alto carbón que contienen más del 0.85 pero menos del 1.5% de C.

Hierro Forjado. Se emplea mucho en las estructuras y tuberías es más resistente que el hierro dulce al ataque general y al localización de los corrosivos, también es altamente resistente a las picaduras.

Hierro colado. Lo ataca fácilmente el agua de mar si se despren-

de la capa de grafito que lo cubre, si la superficie es porosa la corrosión se acelera por efecto galvánico entre el grafito y el hierro.

Aceros inoxidable. Son un grupo de aceros especiales que contienen cromo como principal aleado en proporciones del orden del 11.5% en circunstancias especiales y bajo condiciones cuidadosamente controladas algunos grades del acero inoxidable han dado excelentes resultados, por ejemplo en los cambiadores de calor se pueden emplear velocidades en el fluido mucho más altas, son susceptibles al ataque en las grietas por aeración diferencial, por corrientes estacionarias y por los microorganismos.

Para mejorar las propiedades a la aleación se le agregan átomos como el Ni, Mn principalmente. Los aceros de éste tipo son mucho más resistentes a la corrosión que el hierro común.

Actualmente hay unas 35 especies de aceros inoxidables en el comercio, y en general podemos decir que si hacemos una buena selección el precio que aunque alto sí justifica la inversión para algunas instalaciones.

La teoría más aceptable del por qué este acero es especialmente resistente a la corrosión establece que si hay cromo suficiente se forma una capa delgada y transparente de óxido de cromo en la superficie, en un medio oxidante cuando se rompe la capa de óxido inmediatamente se regenera formando una capa de composición aproximadamente igual a $4\text{H}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ en donde 12X es igual a $7\text{Fe} + 2\text{Ni} + 3\text{Cr}$.

Cuando la capa de óxido está presente sobre el acero en condiciones normales, se dice que el metal es "pasivo" y tiene la máxima resistencia a la corrosión por el contrario en ausencia de oxígeno o en presencia de un agente reductor se destruye la película y el metal se vuelve "activo" sin resistencia a la corrosión.

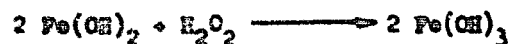
Titanio. El titanio no se pica, no es susceptible a la corrosión por fatiga, no lo atacan los microorganismos, ni los sulfuros, resiste velocidades en el líquido de 20-50 ft/seg. solo que es caro y tiene una conductividad térmica muy baja.

TEORIAS SOBRE LA CORROSION DEL HIERRO.

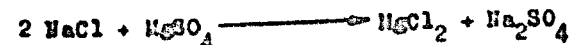
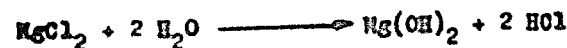
Teoría de los ácidos.



Teoría del peróxido.



Teoría electroquímica.

Corrosión del MgCl_2 

Teoría coloidal.

La teoría coloidal dice que los coloides están cargados eléctricamente y al adherirse a las paredes del metal se descargan, pasando las cargas a la superficie metálica haciendo que ésta funcione como una pila eléctrica.

CAPITULO IV.- ELECTRODIALISIS.

La electrodiálisis es otro método de desalinización en el cual los iones se extraen por medio de fuerzas eléctricas obligándolos a pasar por una membrana especial a un compartimento estrecho en donde se concentran y posteriormente se purgan en soluciones concentradas.

Proceso.-El proceso de la membrana eléctrica opera por la acción de una corriente eléctrica directa sobre los iones de la solución salina, cuando esta solución se expone a una corriente eléctrica directa todos los cationes se mueven hacia una dirección y los aniones en dirección contraria, esta ventaja se puede tomar para la desalinización del agua si disponemos de algún medio para controlar el movimiento de los iones y evitar que éstos se reincorporen a la solución purificada. En la fig. 4.1 se ilustra el principio.



Fig. 4.1 Flujo de los iones en una Membrana eléctrica.

Cada una de las membranas que se colocan en forma alternada es selectiva a una clase de iones, la permeabilidad selectiva de las membranas se puede explicar debido a que son materiales intercambiadores de iones. En éstos plásticos se puede mover libremente el ión positivo o el negativo dependiendo del tipo de membrana, pero los iones de carga contraria se adhieren al sólido, cuando se coloca en la solución un intercambiador catiónico por ejemplo los iones positivos se introducen fácilmente por la membrana pero los negativos prácticamente no pueden pasar por el sólido teniendo como resultado que una membrana de intercambio catiónico actúa como una barrera para los iones negativos.

El compartimento entre cada par de membranas se llena con agua salobre y a medida que pasa la corriente eléctrica pierde iones - que gana el compartimento vecino enriqueciéndose en iones a la vez - que la otra cámara queda con solución más diluida.

Para la desalinización por electrodiálisis el consumo de energía dependerá de la salinidad del agua, es un proceso que se emplea - principalmente para el tratamiento de aguas salobres que contienen de 1 000 a 10 000 ppm de sólidos totales disueltos, aguas que se extraen de los pozos, lagos ríos etc.

Hay un gran número de variables críticas en el diseño de este tipo de desalinizadores y sin duda que la más importante es la que se refiere a las membranas ya que tienen que llenar ciertos requisitos - como :

- a) Alta conductividad eléctrica.
- b) Selectividad iónica.
- c) Reducida permeabilidad al agua.
- d) Estabilidad química a los agentes corrosivos.
- e) Resistencia mecánica.
- f) Bajo costo.

La membrana tiene que cumplir con dos funciones básicas, una - función electroquímica y una función estructural.

La función electroquímica de una membrana de transferencia es permitir el paso de los iones de una clase determinada con la menor - resistencia posible, evitando en lo posible el paso de los iones de - signo contrario y el flujo electroosmótico del agua.

La conductividad específica de las membranas depende de la composición química de éstas así como de los métodos de preparación que se empleen, desde el punto de vista de la electroquímica la membrana ideal tendrá únicamente unas cuantas moléculas de espesor para minimizar la resistencia eléctrica, pero desde el punto de vista estructural esto es imposible por la baja resistencia mecánica que presenta - ría, de manera que un diseño óptimo estructural no corresponde al mejor diseño desde el punto de vista electroquímico.

Otras propiedades de las membranas son la tendencia al flujo -

plástico bajo cierta presión, la resistencia al choque y a la vibración.

Las condiciones necesarias para el servicio de una membrana no se determinan completamente por las propiedades de ésta sino también por las condiciones en que se arregla para el flujo, la caída de presión y la facilidad para montarla y desmontarla ya que el costo de bombas de una unidad de electrodiálisis representa del 30-65% del costo total de la desalinización.

Una membrana muy común como el Nepten, tiene las siguientes características, resiste presiones de más de 5 atm. velocidades en el líquido de 1-3 m/seg. un promedio de vida de 2-5 años y un espesor de 0.5 mm, la resistencia eléctrica es de 20-30 Ohms/cm².

Las membranas están hechas de Estiren-divinilbenceno, polieteno reforzadas con cloruro de polivinilo y acronitrilo.

Requerimientos de energía.

En la electrodiálisis como en todo proceso de desalinización, se requiere un mínimo de energía para convertir el agua salada en agua dulce. Parece ser que los requerimientos de energía pueden hacerse arbitrariamente pequeños pasando una densidad de corriente muy pequeña a un voltage también muy bajo por la unidad desalinizadora. Esto es imposible debido a que se necesita un voltage mínimo para pasar la corriente en el sentido deseado. Cuando se conecta una unidad desalinizadora, a una fuente de corriente, se nota que existe un voltage entre los electrodos que se opone al voltage externamente aplicado. Por ejemplo en una unidad de cien pares de membranas que contienen un agua salada con 5 000 ppm y en las otras membranas se desea obtener agua de 500 ppm la fuerza contraelectromotriz que se genera es de 12 volts. Para llevar a cabo la electrodiálisis el voltage aplicado deberá ser mayor que éste valor que representa el valor mínimo para efectuar la electrodiálisis, en la práctica el voltage es mayor debido al fenómeno de la polarización.

Hay una relación de eficiencia denominada Índice de potencia y es igual a la relación de la potencia eléctrica por unidad de cantidad

de agua producida entre la producción por unidad de superficie, o sea que $I.E. = kWh/por m^3 / m^3$ por hora y por m^2 .

Tanto el numerador como el denominador son proporcionales a la densidad de corriente aplicada aunque puede ser independiente del voltaje, este índice es un criterio de comparación entre unidades diferentes para calcular el I.E. se emplea un agua standard de 1 000 ppm. no se puede extrapolar la comparación porque por ejemplo se necesita más energía para desalinizar de 1 300 a 300 ppm que de 4 000 a 3 000 ppm. Los índices de potencia solo se refieren a los requerimientos de corriente directa, los consumos adicionales como bombeo etc. dependerán de otras condiciones ajenas a la eficiencia electroquímica de la unidad.

Unidades intermitentes de desalinización.

Si se desea un alto grado de desalinización y flujos pequeños se puede emplear una unidad intermitente de recirculación continua. Durante el progreso de la operación intermitente el voltaje se mantiene constante y la corriente disminuye a medida que el agua se purifica, para evitar la polarización en exceso se mantiene dentro de ciertos límites la relación entre la densidad de corriente /normalidad, al final del ciclo disminuye tanto el voltaje como el asperage, como consecuencia de esto tenemos que la unidad opera a baja capacidad durante la mayor parte del ciclo.

Unidad continua de dos etapas La unidad continua de dos etapas es de construcción más simple y más fácil de operar.

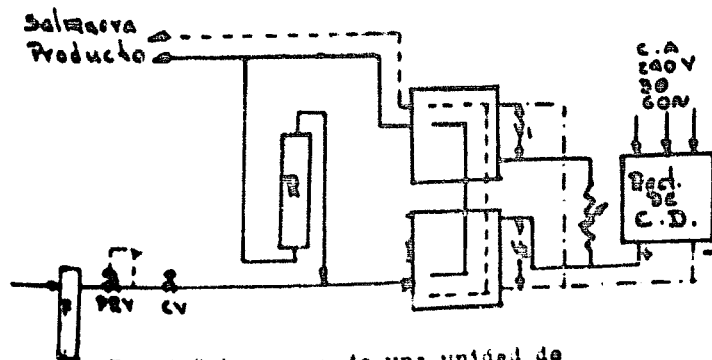


Fig.4.2 Diagrama de una unidad de electrolisis de dos etapas.

En esta unidad el rectificador opera a voltage y amperage etc. a menos que haya cambio en la composición de la alimentación, el agua que va a ser tratada primeramente se filtra para que no se ensucien las membranas. Se controla el caudal de agua salobre ya que como es agua que se desecha constituye una pérdida que deberá minimizarse, por este motivo se puede llegar a una desmineralización hasta del 93% eficientemente y recirculando una parte del producto se puede desalinizar hasta agua de mar.

Características de una unidad de electrodiálisis de dos etapas que procesa agua de un pozo.

Conducte sólidos disueltos en la alimentación.	3 300 ppm.
Conducte sólidos disueltos en la descarga.	515 ppm.
Producción en 24 hrs.	45 m ³
Agua desechada en 24 hrs.	35 m ³
Caida de presión en las dos etapas.	3 kg/cm ²
Temperatura de alimentación.	18°C
Corriente en amperes.	
Etapa 1	25.5
Etapa 2	10.7
Voltage	
Etapa 1	192 volts.
Etapa 2	115 volts.
% de desmineralización.	
Etapa 1	60
Etapa 2	62
Eficiencia de la corriente.	91.2
Consumo de energía kw-hr/m ³ de C.D.	3.6
Energía de bombeo.	1.56
Energía total consumida.	5.16

ALGUNOS FENÓMENOS ASOCIADOS CON LA POLARIZACIÓN POR CONCENTRACION EN LA ELECTRODIALISIS.

La polarización por concentración que ocurre en la interfase - que forma la solución del electrolito y la membrana de intercambio iónico, es un fenómeno muy conocido que hay que tener en cuenta para el diseño y operación de las unidades de electrodiálisis.

Cuando la corriente eléctrica que pasa por una unidad llega a condiciones de régimen estacionario y se quiere hacer una modificación en el flujo, hay que hacer un aumento no lineal en el voltaje para que se vuelvan a tener condiciones semejantes de desalinización, o sea que hay que cambiar la pendiente de la curva corriente-voltaje; esto se debe al fenómeno de la polarización.

La polarización es el efecto debido al enriquecimiento y empobrecimiento en la concentración de sal en la vecindad de la superficie de la membrana por el paso de la corriente eléctrica, se forma una celda de concentración que genera una fuerza contraelectromotriz a la que externamente se induce a la membrana.

Corriente límite; Existe un límite superior para la densidad de corriente que se puede usar en las unidades de electrodiálisis, este límite depende principalmente de la composición del agua por tratar - de la velocidad de flujo y del diseño de los espaciadores de las membranas.

Comportamiento esperado de una membrana polarizada: Se trata de hacer una predicción teórica del efecto del sobrevoltaje de la polarización por concentración en el sistema de electrodiálisis, por arriba y abajo de los valores de la corriente límite. Para hacer una simplificación se recurre al modelo de Nernst en donde se tienen electrolitos de iones univalentes cuya actividad y coeficiente de actividad no varía, tampoco varía el número de transferencia y la movilidad iónica, entre la película y la solución, el gradiente de concentración es lineal y se desprecia el efecto de la electroosmosis.

El sistema más simple será aquel en donde las condiciones para la transferencia de masa pueden representarse por un valor δ , para el

esperar de difusión que no varía de una región a otra en toda la interfase. Si se aplica una densidad de corriente i , la concentración interfacial resultante c^* es etc. en cada lado de la membrana, también se considera que c^* es menor que c_0 , en donde c_0 es la conc. de la solución.

$$c^* = c_0 - \frac{i(\bar{t}-t)}{FD_0} \quad (1)$$

El sistema ideal llega rápidamente a la corriente límite.

$$i_{lim} = \frac{FD_0 c_0}{\delta(\bar{t}-t)} \quad (2)$$

En la práctica son pocos los sistemas que cumplen con las condiciones (1) y (2), teniendo que hacer algunos arreglos como una cuidadosa agitación, una geometría del sistema muy favorable etc. Experimentando con soluciones no agitadas en donde solo se cuenta con la convección natural tenemos que:

$$c^* c_0 = \left(\frac{\bar{t}-t}{FD_0} \right)^{4/5} \left(\frac{gD_0}{g^*} \right)^{1/5} \quad \text{y} \quad \frac{1/5}{1} \quad \frac{4/5}{1} \quad (3)$$

A bajas densidades de corriente se logra una mejor distribución con electrodos grandes y planos y el límite de corriente es:

$$i_{lim} = (FD_0 c_0 / (\bar{t}-t)) (g^*/D_0)^{1/4} \gamma^{-1/4} \quad (4)$$

El extremo superior de la membrana es el que deberá registrar el valor de la corriente límite; debido al sobrevoltage, se refracta una parte de la corriente haciendo que rápidamente $c^* = 0$ en todas las caras de la membrana, el valor neto para que ésto ocurra se llama corriente límite final y su valor se encuentra haciendo una integración

$$\bar{i}_{lim} = 4/3 (FD_0 c_0 / (\bar{t}-t)) (g^*/D_0)^{1/4} \gamma^{-1/4} \quad (5)$$

Para el sobrevoltage total aparente n_p tenemos.

$$n_p = (R_0 + b) \left[(1/P^5) \ln(1-P) + 1/5 + 1/4P + 1/3P^2 + 1/P^4 \right] - 5/6 \quad (6)$$

En donde $E_0 = ZRT/\gamma (\bar{v}-1)$.

El sobrevoltage para un sistema en donde c^* es etc. y pequeño - comparado con c_0 es:

$$\eta_1 = (E_0 + b) \ln c_0 / c^* - b \quad (7)$$

Si el proceso que sigue es el del transporte de los iones que - resultan de la disociación del agua, la ec. (7) se altera para tener en cuenta las diferentes especies iónicas en la interfase para la polarización y la despolarización, introduciendo las conductividades equivalentes tenemos:

$$\eta_1 = (E_0 + b) \ln \frac{\Lambda^c c_0}{\Lambda_{\nu} c^*} - b \quad (7a)$$

En donde: $\Lambda_{\nu} = \lambda_{\text{H}^+} + \lambda_{\text{OH}^-}$

Para obtener la pendiente del sobrevoltage respecto a la densidad de corrientes:

$$\frac{d\eta_1}{d\bar{i}} = \frac{b}{i_{\text{lim}}} \left(\ln \frac{\Lambda^c c_0}{\Lambda_{\nu} c^*} - 1 \right) \quad (8)$$

Para $\bar{i} \ll i_{\text{lim}}$.

El caso más común se presenta cuando se tiene convección forzada en los canales estrechos y aunque se tengan similitudes con éste caso hay que tener en cuenta que varía, mucho más rápidamente y para la corriente límite se tienen valores más pequeños y es la razón por la cual la corriente límite final es difícil de determinar.

Uno de los problemas más grandes en la electrodiálisis es la acumulación de incrustaciones en la fase anódica de las membranas, éstas incrustaciones son de composición variable que comprende $\text{Ca}(\text{OH})_2$, $\text{Mg}(\text{OH})_2$, carbonatos y silicatos y se supone que se forman por la transferencia de iones OH^- por la membrana que causan la precipitación de los compuestos que son sensibles a las variaciones de pH.

Hay varias formas de controlar la formación de las incrustaciones y entre las más empleadas están la dosificación de un ácido en la corriente de alimentación, cambiar periódicamente la polaridad en la

fase afectada, también se puede inducir una corriente pulsante que afloja el precipitado y se elimina fácilmente por lavado.

El desincrustamiento de éstas membranas no se puede hacer en plantas densitadas bajas de corriente debido a que existen regiones que apenas si conducen una fracción de la corriente límite.

Otras anomalías de las membranas son por ejemplo, las rupturas, sobre las membranas se ejerce cierta presión por las condiciones de flujo o por la misma presión que ejerce la solución dado su espesor muchas veces se llegan a resper contaminando los canales con aguas salobres.

Envenenamiento: Se presenta cuando ocurre una adsorción irreversible en la membrana.

Deposición electroforética: Es la floculación de los coloides, por efecto de la descarga eléctrica que ensucia la superficie de la membrana.

Estabilidad: Es la pérdida de la selectividad de la membrana — por la presencia de algunos iones que al perder su carga eléctrica se hacen muy activos, como los iones cloro por ejemplo.

Presencia de zonas inertes: Debido a los métodos de preparación de la membrana se localizan zonas de polímero que no reaccionan en forma adecuada durante el desarrollo de la membrana.

Las membranas envenenadas con polielectrolitos como ac. húmico, fenoles polihídricos, ac. tánico poliestirén sulfonato de sodio, CNC y extractos carboníferos se comportan de manera semejante a las membranas que tienen zonas inertes, su efecto se traduce en una desactivación de la superficie.

Los objetivos van encaminados hacia la obtención de membranas que resistan más el envenenamiento, libres de zonas inertes, de menor espesor sin sacrificar la resistencia física y más baratas.

NOMENCLATURA.

- δ = Espesor de la capa de difusión.
- i = Densidad de corriente local.
- c^o = Cono. del electrolito en la superficie

- \bar{i} - Número de transferencia del ión contrario, en la membrana.
 t - Número de transferencia del mismo ión en la solución.
 F - Cte. de Faraday.
 D - Coeficiente de difusión del electrolito.
 a - Cte. numérica (0.51)
 v - Velocidad osmótica.
 w - Coeficiente de espesamiento o densificación d/d_0 .
 g - Aceleración debida a la gravedad.
 y - orientada a cualquier punto de la membrana.
 Y - Altura total de la membrana.
 \bar{I}_{lim} Corriente límite final.
 \bar{I} - Densidad media de corriente.
 n_s - Sobrevoltage total aparente.
 i_{lim} Corriente límite.
 R - Cte. de los gases.
 T - Temperatura absoluta.
 b - $FD / (\bar{i} - 1)$
 A - Conductividad equivalente del electrolito.
 λ - Conductividad iónica.
 P - \bar{I} / i_{lim} .

CAPITULO V. OSMOSIS.

Osmosis es el flujo espontaneo de una solución diluida hacia una solución concentrada cuando están separadas por una membrana semipermeable.

Las membranas se denominan semipermeables por que son impermeables al paso del líquido en un sentido, éstas pueden ser naturales ó artificiales. La más selectiva de las membranas artificiales encontrada hasta la fecha es el ferrocianuro de cobre $Cu_2Fe(CN)_6$, ésta membrana permite el paso del agua pero no de la sustancia en ella disuelta.

Presión osmótica. Es el exceso de presión que se debe aplicar a una solución para impedir que pase a ella el solvente cuando ambas líquidas están separadas por una membrana semipermeable perfecta.

Hay algunas membranas como el casul de gusia y el fosfato tricálcico que en algunas soluciones trabajan mejor que el ferrocianuro de cobre, las membranas inorgánicas se llaman permeables y su permeabilidad se debe a que son demasiado porosas o físicamente débiles de manera que fácilmente se rompen por la sobrepresión.

Siempre que la membrana sea completamente semipermeable la presión osmótica que se desarrolla es independiente de la naturaleza de la membrana y ésta se demuestra en la fig. 5.1



Fig. 5.1 Presión osmótica y naturaleza de las membranas.

Si se tiene un recipiente dividido en tres secciones por dos membranas semipermeables S_1 y S_2 , la porción central contiene una solución y las porciones extremas contienen solvente puro. Supongamos que la presión osmótica que se puede producir en S_1 es P_1 y que en la membrana S_2 se produce una presión menor P_2 . El solvente deberá fluir por la membrana S_2 hasta que en la solución exista una sobrepresión P_1 , ésta sobrepresión

ción será sin embargo mayor que la necesaria para impedir la ósmosis — en S_2 de manera que el solvente pasará por la membrana para reducir la concentración hasta alcanzar el valor de P_2 . La disminución de la presión altera el equilibrio en S_1 y pasará más solvente por ésta membrana únicamente para volver a salir por S_2 , resultando un flujo continuo de solvente de izquierda a derecha el cual podría utilizarse para ejecutar un trabajo sin recibir energía del exterior, obteniéndose de ésta suerte un movimiento perpetuo, como éste es contrario a los principios termodinámicos es evidente que la presión que se ejerce sobre las membranas es la misma.

Causas de la semipermeabilidad. En un principio se pensó que la semipermeabilidad se debía a que las membranas se comportaban como un colazo, reteniendo las moléculas grandes y permitiendo el paso de las pequeñas, éste mecanismo se puede emplear en parte a la electrodiálisis, pero no explica completamente el fenómeno, se ha comprobado que membranas con poros mucho mayores que las moléculas de soluto son capaces de impedir el paso de éstas. Algunos experimentos indican que la semipermeabilidad no puede explicarse suponiendo que el solvente es soluble en la membrana mientras que el soluto no lo es, solo que es difícil por ejemplo entender la solubilidad de una sustancia como el $\text{CuFe}(\text{CN})_6$, o — otros investigadores piensan que la solubilidad es un fenómeno de adsorción. Sin embargo hay cierta relación entre la semipermeabilidad y el tamaño de los poros como se nota en el hecho de que el ferrocianuro no pueda impedir totalmente el paso de solutos de bajo peso molecular, a menos que se rellenen los poros con algún material como silicato de magnesio.

Hay que pensar que no hay una explicación que abarque todos — los casos de semipermeabilidad. La superficie de una solución que contenga una sustancia no volátil disuelta en un solvente volátil constituye una membrana semipermeable perfecta ya que permite el paso de las moléculas de solvente pero no así las de soluto.

OSMOSIS INVERSA.

La palabra ósmosis inversa se emplea para describir el flujo de solvente de una solución concentrada hacia una más diluida cuando están separadas ambas soluciones por una membrana semipermeable, en caso de que la membrana sea perfectamente semipermeable el flujo natural - se puede detener por la aplicación de una presión crítica en el lado de la solución más concentrada, si la presión que se aplica excede del valor crítica, el solvente fluye en la dirección contraria a la ósmosis natural, siendo éste procedimiento el que se conoce con el nombre de ósmosis inversa y constituye un método de desalinización.

La viabilidad de este método estará en encontrar una membrana adecuada que sea impermeable a las iones especies iónicas principales - del agua de mar, como el Na^+ y el Cl^- . De los varios materiales que se han estudiado parece ser que el acetato de celulosa resulta ser de los que tienen las mejores propiedades.

Una de las desventajas grandes de este proceso la constituye la lentitud con que se lleva a cabo ya que los flujos son del orden de 0.5 gal/cm²/h.

Loeb y Sourirajan emplearon un proceso complejo de vaciado e inversión logrando aumentar el flujo 50-100 veces sin que aumentara la permeabilidad de la sal. Estas membranas tienen la peculiaridad de presentar un flujo asimétrico, por lo que la penetración de la sal y del agua dependerá de cómo se instale la membrana.

APARATOS Y TÉCNICAS.

El diseño de un aparato experimental se presenta en la fig. 5.1

Se emplea metal en la construcción del aparato a excepción de las placas que soportan la membrana que son de acero inoxidable poroso, para mantener la solución en movimiento se emplea un agitador magnético, la presión se aplica por medio de nitrógeno comprimido y el contenido de sal se determina por métodos conductimétricos; la misma naturaleza de la membrana implica que el montaje se haga con mucho cuidado como se indica en la misma fig. 5.1.

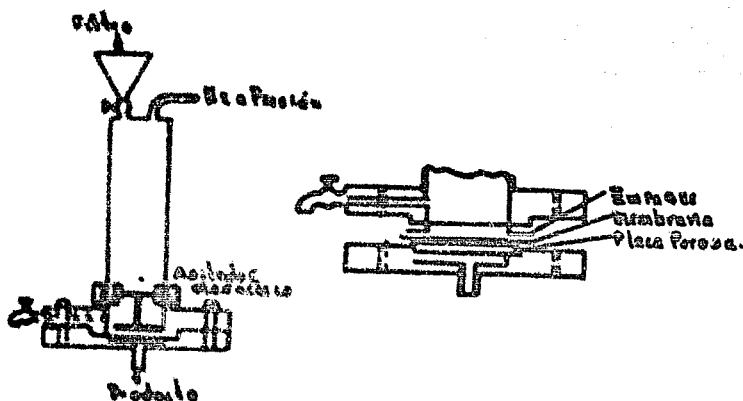


Fig.5.1 Diagrama de una celda de Desalinización por ósmosis inversa.

PREPARACION DE UNA MEMBRANA STANDARD.

Una membrana standard tiene la siguiente composición:

acetato de Celulosa	22.2 g
Acetona	66.8 g
Perclorato de Magnesio	1.0 g
AGUA	10.0 g

Se prepara una pasta homogénea con los compuestos antes mencionados que se extiende sobre una placa de vidrio a una temperatura de -8°C hasta obtener un espesor de 0.25 mm, después de 4 min. la placa se pasa a un baño de agua helada a 2°C en donde permanece un tiempo de dos horas, la membrana se despegó calentando la placa a 80°C durante 15 min.

Para usar ésta membrana, la superficie que estuvo expuesta al aire durante el tiempo de vaciado deberá colocarse en el lado de alta presión si se coloca en forma contraria la retención de la membrana es cero; ésta asimetría es peculiar en éste tipo de membranas.

Durante la experimentación se emplearon dos tipos de acetato, el de la Celanese con 41% de Acetilación y el de la Eastman Kodak con 39% de acetilación y a pesar de la similitud química se obtuvieron membranas que difieren en los siguientes aspectos:

- 1.- Para una retención de sal dada (mayor del 97%) se obtuvo un flujo mayor con la membrana preparada con acet.Eastman.
- 2.- La resistencia al rasgado de la membrana Eastman es mucho menor que la Celanese cuando están húmedas.

Estructura de la membrana.

Tanto las membranas comerciales como las preparadas especialmente, muestran la misma retención de sal, solo que las especiales permiten mayores flujos.

Las membranas del tipo Loeb tienen un grado de hinchazón (relación de peso hinchado a peso seco) de 2.5 que disminuye a 1.8-1.9 después del tratamiento térmico a 80°C, las membranas comerciales tienen un grado de hinchazón de solamente 1.15.

Las membranas especiales son más porosas que las comerciales, el método clásico para determinar la porosidad consiste en ver su comportamiento frente a las soluciones coloridas, posteriormente se compara el grado de coloración que toma la membrana haciendo observaciones al microscopio.

El empleo de colorantes hizo posible saber que las membranas tienen dos regiones muy distintas, la parte superior de la membrana, la que estuvo expuesta al aire tiene una estructura densa y la porción interna tiene una estructura porosa como un gel, solo la parte densa es la responsable de la desalinización, la estructura porosa actúa como soporte. De aquí podemos concluir que si hacemos películas muy delgadas con las características de la parte superior de la membrana y montarlas en estructuras porosas que están en íntimo contacto se obtendrán flujos mayores.

Una observación con el microscopio electrónico determinó que la estructura porosa constituye el 90% del espesor y en algunas membranas llegó a formar hasta el 99%.

Ahora no puede establecerse la razón de las diferentes resistencias de los dos tipos de membranas, si la parte superior es densa y

confiere resistencia a la humedad además que es la de las propiedades desalinizadoras, al hacer más gruesa esta capa disminuye el flujo pero aumenta la resistencia mecánica, tal y como se observa en la práctica, solo que siempre se notan diferencias en las membranas a pesar de que se preparan con acetato que tiene casi el mismo grado de acetilación.

ASIMETRÍA DE LAS MEMBRANAS.

Teniendo ya una idea de la estructura de las membranas se decidió investigar en detalle la relación que pudiera existir entre la estructura y las características de flujo asimétrico.

El fenómeno de asimetría consiste en que tanto el flujo como la retención de sal son dependientes de la posición de la membrana y fué notado primeramente por Deeb quien indicó que la desalinización, solo se produce cuando la membrana se coloca en una determinada posición, a pesar de la importancia fundamental del fenómeno no hay nada que lo explique satisfactoriamente, a priori podemos suponer que esto se debe a la estructura de la membrana como lo atestiguan los siguientes experimentos.

Digamos que la membrana tiene un lado "Bueno" que fué el que estuvo en contacto con el aire durante el proceso de fabricación y el lado "Malo" que es el que estuvo adherido a la placa de vidrio; se colocará la membrana en posición positiva cuando produzca la máxima retención y en posición negativa cuando la retención sea escasa.

EFFECTO DEL TRATAMIENTO TÉRMICO EN LA ASIMETRÍA DE LA MEMBRANA.

		Flujo en ml/hr % de retención.		
Membrana sin tratar.	A	Flujo positivo	480	5
	"	negativo	680	0
	B	" positivo	670	0
	"	negativo	720	0
Membrana con trat. térmico.	A	Flujo positivo	50	94
	"	negativo	640	0
	B	" positivo	98	98
	"	negativo	660	0

A: Acetato de celulosa de la Celanese

B: " " " " Eastman Kodak.

Presión aplicada: 100 atm.

El hecho de que a presión negativa la retención de la membrana sea cero, hace pensar que la solución pasa por la membrana por flujo poroso, el diámetro de los poros calculado con la ecuación de Poiseuille resultó ser de 60 \AA , espaciados a 0.1 micra , el espaciamiento se determinó con una solución colorida, se esperaba que los poros se colapsaran al aplicar presiones positivas pero no fue así.

En una prueba se alteró el lado de la alta presión para ver si la estructura se modificaba pero se encontró que el poro opera como una válvula de un solo sentido y además tiene una presión crítica de operación, a presiones mayores de un valor crítico se rompe la línea crítica entre la presión aplicada y el flujo, este valor corresponde a 100 atm , el flujo aumenta mucho más rápidamente, una explicación a esto se puede encontrar en la estructura misma de la membrana, se mencionó que consta de dos regiones, la más delgada y rígida en la parte superior y la parte porosa que sirve como soporte, al aumentar la presión puede ser que aumente el número de poros y su diámetro y entonces el flujo se verá limitado por la parte porosa, el diámetro de los poros aumenta hasta 80 \AA , también disminuye el % de retención de sal.

No hay una buena razón para pensar que solo el acetato de celulosa tenga este comportamiento sino que el razonamiento se puede extender a las membranas semejantes, por ejemplo una membrana de triacetato de celulosa que se vacía a temperatura ambiente sobre la placa de vidrio seguida de una inmersión en metanol y finalmente en agua; a una de las membranas se le dió tratamiento térmico y a otra no, los resultados se tabulan a continuación

**PROPIEDADES DE UNA MEMBRANA DE TRIACETATO DE CELULOSA EN
FUNCIÓN DE LA DIRECCIÓN DE FLUJO.**

		Flujo en ml/hr	% de retención.
Membrana sin trat. térmico.	Flujo positivo	160	15
	" negativo	195	0
	Flujo positivo	11	83
	" negativo	175	0

Solución alimentada: 3.5% de NaCl

Pasta de la membrana: 23.0 g de triacetato de celulosa.

22.0 g de cloroformo.

Tratamiento térmico: Calentada a ebullición durante 15 min.

**RELACION QUE HAY ENTRE EL PROCEDIMIENTO DE FABRICACION Y LA
ESTRUCTURA DEL ACETATO DE CELULOSA.**

Se vio que al proceso de preparación de las membranas por el método de vaciado e inmersión que se forman dos capas con diferentes funciones, ahora vamos a ver cual es el papel de cada uno de los diferentes componentes y como influye el tratamiento que se le da, en la formación de estructura final de la membrana.

Grado de hinchamiento. (g.h.) Es la relación que hay entre el peso mojado y el peso seco de la membrana y se determina pesando tres discos de membrana de 3 cm de ϕ , se mojan y después se elimina el agua excedente, se pesan y posteriormente se secan a 100°C, se pesan de nuevo y se hace la comparación.

Variables de los métodos de preparación.

Ya se describió el método standard de preparación de la membrana de Loeb, para hacer una membrana de alto grado de retención de sal y además que permita un buen flujo será necesario seguir el proceso de vaciado, inmersión y tratamiento térmico.

CONSTITUYENTES DE LA PASTA PARA EL VACIADO.

De los cuatro constituyentes de la pasta para el vaciado las funciones del ac. de celulosa y de la acetona son obvias y no requieren de más explicación, la solución acuosa de perclorato de magnesio es un agente poroso, aparte de que se forma un compuesto complejo entre el catión de la sal y los grupos hidroxilo del acetato de celulosa, cuando se reemplaza el agua por otro agente liofílico que contenga grupos hidroxilo se provoca otro desarrollo de la membrana, el reemplazo puede hacerse con glicerol por ejemplo o con algún otro alcohol ligero. Si en vez de agua se pone metanol en la pasta se obtiene una membrana cuyas propiedades se dan a continuación, además se hace una comparación con una membrana en donde se eliminó el agua y con la membrana standard.

EFFECTO DE VARIOS SOLVENTES EN LA FORMACION DE LA MEMBRANA.

Solvente	Grado de hinchamiento	flujo ml/hr/cm ²	% de retención.
Sin agua	1.57	35	96
Agua	1.95	96	97
Metanol	1.94	102	97

Concentración de la solución: 3.5%

Presión aplicada: 100 atm.

La membrana standard y la que tiene metanol son muy semejantes por lo que se puede ver que el metanol hace las mismas funciones del agua, solo la membrana que no tiene ningún agente liofílico es apreciablemente diferente, para obtener un buen flujo y un alto grado de retención de soluto deberá necesariamente incorporarse un grupo liofílico.

Vaciado e inserción. Loeb pensó en un principio que el tiempo de vaciado era crítico pero posteriormente rectificó, en vista de las controversias que se suscitaron se hizo una investigación a fondo y se encontraron los siguientes datos:

CARACTERÍSTICAS DE LA MEMBRANA EN FUNCION DEL TIEMPO DE VACIADO.

Tiempo de vaciado en minutos.	Flujo en ml/hr	% de retenc.
1	105	98
2	100	97
4	105	98
6	98	97
8	95	97
10	100	98

Estos resultados hacen pensar que el primer paso de ninguna manera determina la estructura final de la membrana.

No cabe duda de que la acetona que se evapora en la interfase de la pasta implica un gradiente de concentración a lo largo del espesor de la membrana provocando una modificación estructural; la invariabilidad de las propiedades con el tiempo de vaciado se explica de la siguiente forma. Tan pronto como se vacía la pasta se pierde la acetona de la superficie, formando una película delgada, la acetona del resto de la membrana se difunde y se pierde por evaporación, sin embargo la pérdida de la acetona de la superficie es relativamente pequeña — comparada con el resto de la acetona que tiene la membrana, por lo que es independiente la estructura del tiempo de vaciado.

Otra explicación dice que el vaciado de la pasta sirve solamente para alisar la película pero que no le confiere estructura alguna, que la estructura adecuada la adquiere durante el baño helado por un proceso de ósmosis.

Para hacer que las dos superficies se mojen al mismo tiempo en el agua helada, se desarrolló la membrana sobre papel filtro, haciendo que se le formaran dos caras semejantes, para que desapareciera la asimetría de la estructura, los resultados son como siguen:

Superficie de vaciado	Lado en contacto con la alimentación.	Flujo en ml/hr/cm ²	% de ret.
Vidrio	Buena	95	98
	mala	680	0
Papel filtro	Buena	92	97
	mala	640	0

Aquí notamos que tanto las membranas vaciadas en vidrio como — las vaciadas en papel filtro se comportan de manera idéntica, concluímos que las estructuras son idénticas en ambos casos y que la mayor — penetración del agua se debe en nada a la estructura, lo que parece — más evidente es que la capa compacta se forma durante el vaciado y no durante la inmersión. Para verificar ésto se empleó metanol como líquido de inmersión en lugar de agua helada, los resultados se detallan a continuación:

EFECTO DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LA MEMBRANA EN OTRO MEDIO DE INMERSIÓN.

Prueba No.	Medio de inmersión	Flujo en ml/hr/cm ²	% de retenc.
1a	agua	93	98
2a	metanol	95	98
3b	metanol	105	97

a) Membrana preparada por el método standard.

b) Membrana que tiene metanol en vez de agua.

Otra prueba de que la capa rígida se forma durante el vaciado — y no durante la inmersión.

Empleando una solución colorida se verificó ésto con más amplitud, se formó un filamento por extrusión de la pasta dentro del baño o — siguiendo el proceso normal de exposición al aire, el filamento se coloró rápidamente cuando se introdujo en la solución colorida por lo — que podemos ver que éste filamento no poseó la capa activa,

Tratamiento térmico. El acetato de celulosa que no tiene tratamiento térmico tiene poca tendencia a retener la sal y permite flujos — grandes, el tratamiento térmico se le da a la membrana calentándola a — 80-100°C. Originalmente se pensó que con éste tratamiento se provoca — un encogimiento de la membrana removiendo los poros por donde pasa la

sal, pero este tratamiento provoca otros cambios.

Tratamiento térmico.	% de encogimiento	% de hinchamiento	apariciencia seca.	% de reteno.
ein	-	2.19	Transparente	10
82°c	7	1.93	Transparente	90
87	11	1.91	lig.opaca	92
92	15	1.86	ms opaca	94
100	19	1.72	opaca	97

El grado de encogimiento aumenta progresivamente con la temperatura lo mismo que el % de retención, éste último hasta un límite, también ocurre un cambio en la apariencia del material.

La membrana que no lleva tratamiento térmico lleva muchos defectos en su superficie, fallas que se detectan con una solución colorida formándose a pasar por la membrana, las partes defectuosas permitirán el paso del colorante no así las buenas.

El poder de retención de la membrana también se abate rápidamente con el tiempo, cuando suponer que el tratamiento térmico cierra los poros de la capa activa y éste mismo va a constituir el factor limitante para el flujo, el flujo poroso disminuye asintóticamente hasta convertirse totalmente en flujo por difusión a través de la capa activa.

Tratamiento a presión .Ocurre un cambio irreversible en las propiedades de la membrana cuando se somete a presión, la presión afecta principalmente el grado de hinchazón de la membrana.

RELACION ENTRE LA PRESION APLICADA Y EL GRADO DE HINCHAMIENTO.

Presión en atm.	grado de hinch.	Presión en atm.	grad.de hin.
0	2.25	60	1.65
10	2.03	80	1.60
20	1.91	100	1.58
40	1.75		

De éstos datos vemos que se extrae una gran cantidad de agua - en forma irreversible como resultado de haber aplicado presión, en to-

dos los casos se vio que el flujo y el poder de retención de la membrana no varia con la presión aplicada aunque ocasionalmente se notaron algunas alteraciones en la membrana con la exposición prolongada a la presión.

La relación de flujo contra la modificación irreversible en la membrana se detalla en la siguiente:

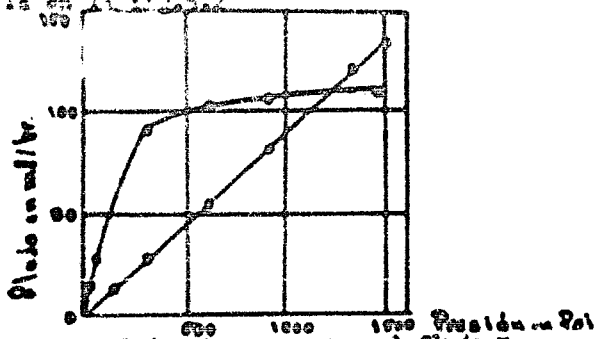


Fig. 5.2 Relación entre el flujo y la presión para una membrana de ácido celuloso (A) y otra de colofina (B)

SIGNIFICACIONES DE LOS MÉTODOS DE PREPARACIÓN DE MEMBRANAS.

La mayor dificultad en la preparación de las membranas está en que el vaciado y la inserción se hacen a -8°C y 2°C respectivamente, si ambos procedimientos se pudieran hacer a temperatura ambiente el proceso se simplificaría notablemente, solo que esto dependerá de lo siguiente.

- i) Composición de la pasta para el vaciado.
- ii) Tiempo y temperatura de vaciado.
- iii) Temperatura del baño de inserción.
- iv) Temperatura del tratamiento térmico.

Debe haber otras combinaciones para estas variables que confieran las mismas propiedades a la membrana terminada, en particular debe ser posible modificar los pasos más engorrosos que son el vaciado y la inserción; la primera tentativa se llevó a cabo haciendo el vaciado a 15°C y la inserción en hielo fundente obteniéndose lo siguiente.

Calentada a °C	Flujo en ml/hr/cm ²	% de retención.
62	180	90
70	120	95.5
73	112	98.5
77	104	98.6
80	64	98.4

A los 73°C se tiene virtualmente la misma correspondencia con - la membrana standard.

La siguiente modificación se hizo en el tiempo de vaciado y en el tratamiento térmico, haciendo la inmersión y el vaciado a temperatura ambiente.

CARACTERÍSTICAS DE UNA MEMBRANA CON VACIADO E INMERSIÓN A TEMPERATURA AMBIENTE.

Tiempo de vac.	Tratam. térmico	Flujo ml/hr/cm ²	% de retención.
1 min.	sin	600	34
	60°C	130	94
	70	110	95.4
	80	56	93
3 min.	sin	230	54
	60°C	160	61
	70	92	82
	80	34	85

Por los datos obtenidos se ve que el tratamiento térmico no - puede ser modificado, el mejor dato para la retención es de 95.4% y es bajo comparado con el standard.

Modificaciones en la pasta para el vaciado.

La pasta para el vaciado principalmente se modificó aumentando la cantidad de perclorato de magnesio obteniéndose los siguientes resultados.

CARACTERÍSTICAS DE UNA MEMBRANA CON VASADO E INMERSION A
 TEMPERATURA AMBIENTE VARIANDO LA RELACION DE $Hg(ClO_4)_2$
 $Hg(ClO_4)_2$ en gr. Tiempo de vac. tem.de trat.ter. Flujo % de ret.

1.5	1 min.	61°C	130	92
		73	90	97
		80	56	95
2.0	1 min.	61	130	91
		73	102	97.1
		80	80	97.3
	2 min.	61	158	87
		73	70	97
		80	40	95
3.0	1 min.	61	132	87
		73	100	95
		80	61	97.7

Con una variedad de combinaciones se llega fácilmente al 97% -
 de retención.

MECANISMO DE LA RETENCIÓN DEL SOLUTO.

El mecanismo por medio del cual la membrana de acetato de celulosa puede eliminar la sal de una cámara ha sido investigado ampliamente y se han propuesto varias teorías para explicarlo sin que se haya encontrado una que explique satisfactoriamente el fenómeno.

En general las teorías que explican éste fenómeno se mueven entre dos extremos; por un lado las que consideran que la membrana es una estructura soplada y el flujo está determinado por la ecuación de Poiseuille y la retención del soluto es un mecanismo de filtración, por el otro extremo se dice que el solvente se disuelve en la membrana y pasa por difusión a través de ella. El caso ideal que sería una membrana semipermeable perfecta implicaría la retención del soluto, ce no resultado de la total insolubilidad de éste en la membrana.

Una vez determinado el mecanismo de retención del soluto sería más fácil la investigación de otro tipo de polímeros.

En el flujo poroso la estructura de la membrana determinará completamente su comportamiento, mientras que en el flujo por difusión estarán implicadas fuerzas entre el soluto y el polímero y entre el solvente y el polímero; hay algunas teorías que relacionan los dos mecanismos.

TEORÍA.

Cualquier mecanismo propuesto deberá tener en cuenta el hecho de que la retención aumenta progresivamente desde cero a una presión-cero hasta casi el 100% a presiones muy elevadas, se desarrollarán varias ecuaciones para los diferentes mecanismos.

a) Flujo poroso.- El modelo más simple será un banco de capilares paralelos de diámetro uniforme y que siguen la ec. de Poiseuille en la siguiente forma.

$$dW_1/dt = Acr^2P/8\eta l \quad (1)$$

Cuando los poros no son circulares ni paralelos pero el flujo es proporcional a la presión P.

$$dW_1/dt = Acr^2/8\eta l (P - P_0) \quad (2)$$

Un caso de complet. retención es aquel en donde los poros no permiten el paso del soluto por ser los iones demasiado grandes. Para-

una retención parcial se observa en la práctica que al modelo hay que hacerle algunas modificaciones, suponiendo que hay un rango en el diámetro de los poros que seguirán una distribución normal.

Se consideran tres modelos para el caso en donde la relación-retención/presión difiere en forma apreciable para el modelo que se considerará en las ec.(1) y (2).

1.-Primeramente se supondrá que las corrientes de salida de los dos tipos de poros (una de solvente puro y otra con salmora que no cambie su concentración) no se mezclan hasta que recorren una distancia apreciable de la superficie de la membrana; el gradiente para el solvente será $K_1(P - \Pi_0)$; para la retención en los poros y K_2P para los poros que no retienen, si la concentración del soluto es pequeña:

$$\frac{dW_1}{dt} = K_1(P - \Pi_0) + K_2P \quad (3)$$

El aumento del flujo de soluto por los poros que no rechazan está dado por:

$$\frac{dW_2}{dt} = K_2Pc_0 \quad (4)$$

Combinando las ec.(3) y (4) tenemos una relación para la retención del soluto:

$$R = 1 - \frac{c}{c_0} = 1 - \left[\frac{dW_2/dt}{dW_1/dt} \right] \quad (5)$$

La relación entre retención y presión aplicada es:

$$R = 1 - \frac{K_2P}{(K_1 + K_2)P} = K_1 \Pi_0 \quad (6)$$

Los rasgos importantes de éste modelo son:

- i) La retención es cero a presión cero y no aumenta hasta que la presión aplicada llega al valor de la presión osmótica.
- ii) La retención aumenta progresivamente arriba de Π_0 acordeñdose a $K_1 / (K_1 + K_2)$ cuando la presión tiende a infinito.
- iii) La retención a una presión determinada (mayor que Π_0) -

disminuye cuando aumenta la concentración de la alimentación.

2.- Una segunda posibilidad es que la difusión de lleve a cabo en el interior de la membrana o inmediatamente después de la salida - para dar una concentración uniforme, para este caso el gradiente para los dos tipos de poros es $(P - \Delta II)$ en donde $\Delta II = II_0 - II_0$.

$$\frac{dW_1}{dt} = K_1(P - \Delta II) + K_2(P - \Delta II) \quad (7)$$

$$\frac{dW_2}{dt} = K_2(P - \Delta II)_0 \quad (8)$$

$$\text{De manera que: } R = 1 - \frac{K_2}{K_1 + K_2} \quad (9)$$

La retención para este modelo se predice en forma independiente de la presión y en la práctica este no es el caso por lo que puede decir que el modelo es incorrecto.

3.- La tercera posibilidad es que ocurra una difusión rápida, que mezcle las dos corrientes, pero que el flujo por los poros que no retienen se determina por la presión aplicada; el flujo de solvente - por los poros de retención está dado por $K_1(P - \Delta II)$ y el flujo por los poros que no retienen estará dado por K_2P .

$$\frac{dW_1}{dt} = K_1(P - \Delta II) + K_2P \quad (10)$$

$$\frac{dW_2}{dt} = K_2P_0 \quad (11)$$

$$R = \frac{K_2P_0 + K_1P + K_1II_0 \left[\sqrt{(K_1 + K_2)P + K_1II_0} - \sqrt{K_1^2PII_0} \right]^{1/2}}{K_1II_0} \quad (12)$$

Las características de esta ecuación son:

- i) La retención es cero a una presión cero pero aumenta continuamente a medida que la presión aumenta.
- ii) Se nota una retención finita abajo de la presión osmótica.
- iii) La retención se aproxima a $K_1 / (K_1 + K_2)$ cuando la presión tiende a infinito.

iv) La retención a una presión dada disminuye cuando aumenta la concentración de la alimentación.

b) Flujo por difusión.-En la difusión las moléculas pasan por la membrana debido a la influencia de un gradiente de potencial químico, el potencial se determina en función de la presión y de la concentración en la membrana.

$$\frac{dV_1}{dt} = \frac{A D_1 c \nabla_1 P \nabla_1 Q_1}{RT \Delta} \quad (13)$$

La interpretación del coeficiente de difusión es importante para determinar el límite teórico del flujo, ha sido tratado en forma diferente por diferentes autores mientras que algunos piensan que es el coeficiente de autodifusión otros dicen que deberá éste coeficiente ser modificado por un factor para que lo relacione con la solubilidad del líquido en la membrana.

$$\frac{dV_1}{dt} = K_1 (P - \Delta \Pi) \quad (14)$$

$$\frac{dV_2}{dt} = K_2 \Pi \quad (15)$$

Combinando las ecuaciones (13) (14) y (15).

$$R = 1 - \frac{K_1 \Pi_0 - K_2 / B \left[K_1^2 P^2 + (K_2 / B)^2 + 2 K_1 K_2 / B + K_1^2 \Pi_0^2 \right]}{K_1 \Pi_0 + \frac{1/2 \left[2 K_1 \Pi_0 P + 2 K_2 K_1 \Pi_0 / B \right] - K_1 P^2}{B}} \quad (16)$$

En donde $B = c_0 / \Pi_0$

Esta ecuación se desarrolla en la fig. 5.3 para varias relaciones de K_1/K_2 , haciendo $B = 1$ se tienen los siguientes resultados.

- i) La retención es cero cuando la presión es cero y aumenta progresivamente con la presión.
- ii) Hay una retención finita abajo de la presión osmótica.
- iii) La retención tiende a $K_1 / (K_1 + K_2)$ cuando la presión tiende a infinito.

iv) La retención a una presión dada disminuye cuando aumenta la concentración de la alimentación.

La relación K_1/K_2 mejora para esta ecuación debido a que la retención se acerca al 100% cuando la presión aplicada es mayor que Π_0 .

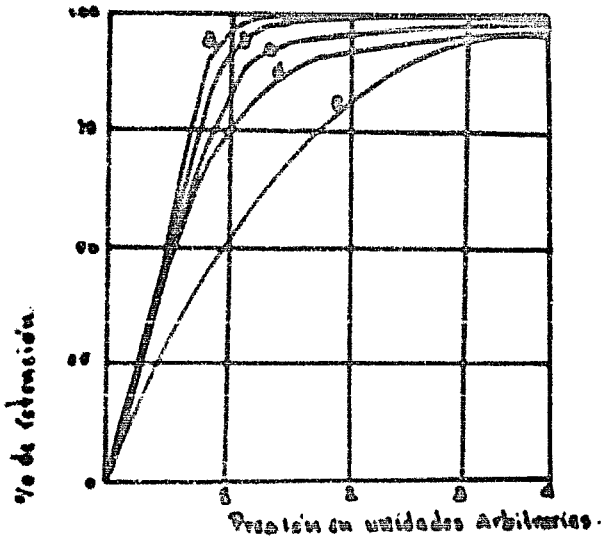


Fig. 5.3 Curva teórica de retención vs. presión para varios valores de K_1/K_2

- a.- $K_1/K_2 = 1000$
- b.- " = 100
- c.- " = 30
- d.- " = 10
- e.- " = 1

El flujo de soluto no está afectado directamente por los cambios de presión, la única fuerza que actúa sobre el soluto es el gradiente de concentración que además no puede exceder el valor de Π_0 , lo anteriormente expuesto es para concentraciones muy pequeñas de soluto y la fuerza que mueve al fluido es la actividad o concentración de cualquiera de los dos componentes y está dada por la relación.

$$a = \Pi f (PV/RT)$$

(17)

$$\ln a - \ln N_1 = IV/RT.$$

(18)

Para una presión de 200 atm. ($IV/RT=0.3$) y si el coeficiente de actividad $f_1 \cdot N_1$ para una sol. al 10% de sal es 0.939 y el $\ln N_1 = -0.011$ por lo que el término de la presión de la ecuación 18 es grande comparado con el término de la concentración, por lo que la presión es el término que predice el flujo del solvente.

Para el solute tenemos que el $\ln N_2 = -4.5$ y el término de la presión en la ecuación 18 no es tan pequeño, de manera que el flujo de solute se ve grandemente afectado por la presión, la diferencia es tal que la concentración de solute es pequeña.

Examinando detenidamente las ecuaciones anteriores para describir el flujo poroso y difusional, se ve que no es posible distinguir claramente entre ellos cuando la alimentación es de solvente puro. Ante el flujo es proporcional a la presión aplicada, en las condiciones en las que se hace intervenir la temperatura no se pueden aceptar como prueba para el flujo poroso ya que éste es independiente de la temperatura.

DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

Una de las características más sobresalientes de cualquiera de las hipótesis sobre la retención de sal es que a bajas presiones la retención es mucho muy inferior al 100%, unos datos típicos se dan en la tabla 1, aquí se puede observar que por ejemplo con una presión aplicada de 21 atm. la retención es solamente del 25%, para explicar esto, Reid y Bretton suponen que a altas presiones la estructura se hace más compacta para dar una retención que tiende al comportamiento ideal, una prueba muy obvia para ésta hipótesis es que a altas presiones también cambian las condiciones de flujo que teóricamente deberían cambiar con la presión a una potencia menor que la unidad, si efectivamente ocurre la compactación de la membrana, que es lo que normalmente pasa con otros materiales como la celulosa por ejemplo; pero para el acetato de celulosa al aumento de flujo es proporcional a la presión y en forma lineal cuando menos hasta las 100 atm. que es igual al rango que se ha estudiado.

También hay que notar que el hecho de que haya retención a menos de 11, inutiliza la teoría del flujo capilar que se describe con la ecuación (6).

Para tener una idea más clara del mecanismo de transferencia de soluto y solvente hay que examinar las gráficas de los resultados de presión vs. retención de las ecuaciones (12 y 14) pero antes hay que observar dos fenómenos muy importantes; uno es la formación de una capa de concentración que disminuye la eficiencia y otro es que evidentemente hay poros defectuosos que permiten el paso de solución. Estos poros defectuosos se localizan con esferas de poliestireno de una diámetro de milímetros, que se introducen en la corriente de alimentación y se fuerzan a pasar a alta presión por la membrana, cuando la membrana permite el paso de las esferas podemos suponer que hay defectos en los poros de este tamaño. Como ya vimos para determinar la posición de éstos poros se emplean soluciones coloridas.

El hecho de que éstos poros sean grandes y poco numerosos nos hace pensar que no se debe a las estructuras moleculares del acetato si no a los defectos que se le forman a la membrana durante el vaciado o antes del tratamiento técnico.

TABLA 1

Presión atm.	Flujo al/hr/cm ²	% de Retención
20	4	25
35	7	43
40	9.5	55
50	15	65
60	20	74
68	27	79
82	35	83
89	42	86
100	48	99

El hecho de que algunos poros están defectuosos aumenta la posibilidad de que el flujo de soluto sea mayor a bajas presiones, debido a que a altas presiones el poro se hace más compacto.

En membranas cuidadosamente preparadas se han logrado retenciones de hasta del 99.6% a una presión de 100 atm.

En las figs. 2 y 3 tenemos algunos datos experimentales para - otros electrolitos, se graficaron las ecs. (12) y (16), las sales se - retiene con mayor facilidad en el siguiente orden: Cloruros, bromuros, yoduros; datos que están en concordancia con la hipótesis de que la re - tención es por transferencia y no por filtración o por flujo capilar, - solo que las viscosidades aumentan en el orden inverso y ésto sin duda influye en alguna forma.

SÍMBOLOS USADOS.

$\frac{dW_1}{dt}$ - Flujo de solvente por la membrana.

$\frac{dW_2}{dt}$ - Flujo de soluto por la membrana.

A - Área de la membrana.

e - Porosidad de la membrana.

r - Radio de los poros de la membrana.

P - Presión aplicada.

n - Viscosidad.

d - Longitud de los poros en la membrana.

II - Presión osmótica de la alimentación.

ΔII - Diferencia de pres. osmóticas entre la alim. y la desc.

K_1 - Cte. de flujo del solvente.

K_2 - Cte. de flujo del soluto.

c_0 - Concentración de la alimentación.

c_1 - Concentración a la descarga.

R - Retención.

V_1 - Volumen molar del solvente.

ρ_1 - Densidad del solvente.

R - Cte. de los gases.

T - Temperatura.

D - Coeficiente de difusión.

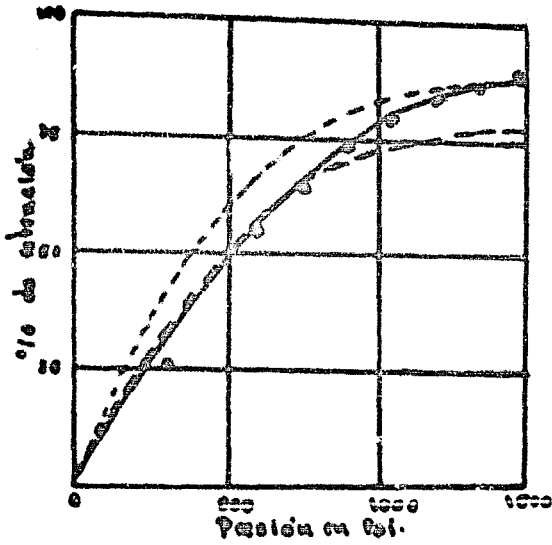


Fig. 2 Datos experimentales para la retención de NaCl comparados con valores teóricos.

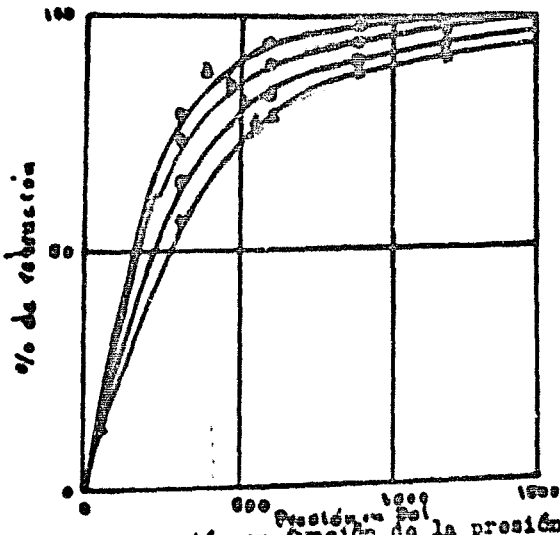


Fig. 3 Retención en función de la presión para otros electrolitos.
 a) KCl b) KBr c) KI d) K_2SO_4

CONSIDERACIONES ECONÓMICAS.

1.- Hacer estudios experimentales sobre las instalaciones de conversión especialmente las de doble finalidad.

2.- El diseño de una planta dependerá de la naturaleza del agua cruda disponible, de la demanda de agua y de energía eléctrica — que la planta pueda satisfacer cuando es de doble propósito, de la disponibilidad de datos técnicos etc.

3.- La naturaleza del agua cruda limita el número de procesos aplicables.

4.- Tanto la demanda de agua como de electricidad están sujetas a variaciones diarias y estacionales. La carga óptima de la instalación o de aquellas partes que requieren los gastos más elevados de inversión obligará a variar la razón agua/electricidad de conformidad con la curva de carga.

5.- La fuente de calor puede consistir en combustible fósil o nuclear, la elección depende de la capacidad de la fuente y de las diferencias intrínsecas entre las calderas y los reactores.

6.- Todos los factores considerados son económicos, pero en la elección del tipo de energía pueden intervenir otro tipo de factores.

CONCLUSIONES.

1.- Están funcionando con resultados satisfactorios instalaciones de desalinización de $600 \text{ m}^3/\text{día}$.

2.- Se pueden desalinizar aguas a costos de menos de cinco pesos por m^3 .

3.- Parece por el momento no ser posible producir agua para la agricultura a precios razonables, probablemente empleando combustible nuclear la irrigación con agua desalinizada sea un hecho.

4.- Las plantas de doble propósito ofrecen ventajas económicas.

5.- Una planta de doble fin con producción variable de agua y energía eléctrica puede explotarse con un elevado factor de carga.

6.- Los combustibles fósiles resultan ser más económicos para plantas pequeñas. Cuando la planta crece el comb. nuclear es más barato.

Hechos visto que es factible la obtención de agua dulce a partir del agua de mar o a partir de aguas salobres a un precio razonable y en algunos casos competitivo con los precios de las fuentes tradicionales de abastecimiento, el precio que tengamos que pagar por el agua dulce dependerá de las aplicaciones a que la destinemos si es para necesidades básicas de alimentación se paga a cualquier precio si la destinamos a la industria estará determinada por la economía de la inversión y la rentabilidad del proyecto de instalación de una planta desalinizadora.

En un futuro que no excederá de la mitad de la próxima década nuestro país se incorporará a la producción de agua dulce a partir del agua de mar o de aguas salobres, por la instalación de una o más plantas desalinizadoras de propósito múltiple, una sola planta que se instalará en la desembocadura del río Colorado duplicará el suministro actual de agua al Distrito Federal e igualará la capacidad eléctrica instalada a la fecha o sea que producirá 45 m³/seg. de agua dulce.

Yo no veo muy factible que este tipo de plantas se proliferen dado su elevado costo, más bien tengo la idea de que las plantas que llegarán a ser muy comunes serán las de electrodiálisis o las plantas desalinizadoras que trabajan con membranas, dado que la topografía de nuestro país no permite que se bomben grandes caudales a grandes distancias.

Probablemente regiones muy industrializadas si justifican una fuerte inversión en una planta de propósito múltiple o regiones densamente pobladas como el valle de México que pudieran absorber toda la capacidad de una instalación grande.

De cualquier manera es de alabar que tanto el gobierno como las empresas particulares se hayan percatado de la necesidad de resolver tan apremiante problema como lo es el suministro de agua a regiones en donde más urgentemente se necesita.

B I B L I O G R A P H I A.

- 1.- V.BANKS, A.SHARPLES. STUDIES ON DESALINATION BY REVERSE OSMOSIS ✓
J.APPL.CHEM.1966,16.28
- 2.- MARION F.DODGE. THERMODYNAMIC OF SOME DESALTING PROCESSES. ✓
ALAN K. ICHIMATA. O.S.W. U.S. DEPT.OF INT.WASH. JUL.28 1960.
- 3.- C.R. BENTLEY THE CONSULTING ENGINEER.
VOL.30 No.5, MAY.1966 pp.50-7.
- 4.- BLOCK, H. ELECTRODIALYSIS TODAY. ✓
CHEM.A IND.1962-8 NOV.3, 1962.
- 5.- D.B.BRICE SEA WATER CONVERSION BY MULTISTAGE FLASH ✓
C.R.FOWLER. EVAPORATION METHOD. O.S.W. JUL.1960.
- 6.- CHEN, ING. THIN SKIN PROMISES ECONOMIC WATER DESALTING. ✓
CHEM.ING.70,76 APR.1963.
- 7.- COHAN. ELECTRODIALYSIS EQUIPMENT AND MEMBRANES, SA- ✓
LINE WATER CONVERSION. CHEM.ENG.PROG.57(2)
72(1961).
- 8.- B.A.COOPER SOME PHENOMENA ASSOCIATED WITH CONCENTRATION
POLARIZATION IN ELECTRODIALYSIS.
ELECTROCHIMIA ACTA 4,179;1961.
- 9.- F.K.DANIELL DIALYSIS, ART. IN ENCYCLOPEDIA OF CHEM.TECH.
EDS.H.E.KIHK & D.P.OTHEMER NEW YORK PUBLIC INC.
- 10.- ELLIS CUCIL, B. FRESH WATER FROM THE OCEAN.
THE RONALD PRESS CO. NEW YORK 1954.
- 11.- FINK W. FREDERIC. CORROSION OF METALS IN SEA WATER.
O.S.W. U.S. DEPT. OF INT. WASH. JUL. 1960.
- 12.- A. FRANKEL FLASH EVAPORATORS FOR THE DISTILLATION OF
SEA WATER. PROC.I.MECH.ING. 1960 VOL.174.7
- 13.- S. GLASSTONE TEXTBOOK OF PHYSICAL CHEMISTRY.
D.VAN NOSTRAND CO. INC. NEW YORK 1960.
- 14.- S. GLUCKHAUF. ON THE MECHANISM OF OSMOTIC DESALTING WITH
POROUS MEMBRANES. O.S.W. OCT. 1965.
- 15.- L. GRUNDNERO. PROPERTIES OF WATER AND SALT SOLUTIONS.
O.S.W. MAY. 1966.

- 16.- A.KITCHCOCK
MINNEN, A.A.
NUCLEAR POWERED ELECTRODIALYSIS FOR DESALINATION. EURONUCLEAR, FEB. 1965
- 17.- HORN, H.S.
REPORT ON THE UTILIZATION OF SEA WATER. U.S.E.S.C.O./NS/AZ/94 PARIS SEPT. 22 1952.
- 18.- ROBERT S. DAVIS
JOHN ARTHUR DAY.
WATER, THE MIRROR OF SCIENCE. DOUBLEDAY & CO. INC. NEW YORK 1961.
- 19.- RICHARD W. H. F.
TIGHE, C.E.
LIMIT CURRENTS. IND. ENG. CHEM. 49, 780 (1957) ✓
- 20.- R.S. SILVER
FRESH WATER FROM THE OCEAN. INST. MACH. ENG. NOV. 1964.
- 21.- R.S. SILVER
SOME PROBLEMS AND RESEARCH IN THE MULTISTAGE FLASH DISTILLATION PROCESS. O.S.W. DEC. 1965.
- 22.- G.S. SOLT.
INFLUENCE OF MEMBRANE PHENOMENA ON ELECTRODIALYSIS OPERATION. O.S.W. JUL. 1965.
- 23.- F.S. SPIELER.
SALT-WATER PURIFICATION. JOHN WILEY & SONS, INC. NEW YORK. 1962. ✓
- 24.- STANFORD, F.C.
BROWN, H.F.
DESALINATION OF SEA WATER IN LONG-TUBE VERTICAL EVAPORATORS. O.S.W. AG. 1960.
- 25.- ULLIS, H.H. ed.
CORROSION HANDBOOK p. 167.
- 26.- WILSON, J.R.
DEMINERALIZATION IN ELECTRODIALYTIC DEMINERALIZATION. TRANS. INST. CHEM. ENG. 41(1) 3-12 (1963).
- 27.- WILLIAMS, H. KATEL.
SOME PRACTICAL ADVANCES IN ELECTRIC MEMBRANE DEMINERALIZATION. O.S.W. AG. 15 1960.