



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

TÍTULO DEL TEMA ESCRITO

**ANÁLISIS DE LOS PRETRATAMIENTOS DEL AGUA DE MAR PARA LA
DESALACIÓN**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA

BLANCA ELIA MORALES OCHOA

MÉXICO, D.F. A OCTUBRE DEL AÑO 2011





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.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Profesor: ANGEL ENRIQUE CHAVEZ
CASTELLANOS

VOCAL: Profesor: MARIANO PEREZ
CAMACHO

SECRETARIO: Profesor: FELIPE MUÑOZ GUTIERREZ

1er. SUPLENTE: Profesor: GERARDO OMAR
HERNANDEZ SEGURA

2° SUPLENTE: Profesor: JORGE ALEJANDRO
AVELLA MARTINEZ

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: INSTITUTO DE INGENIERÍA,
FACULTAD DE INGENIERÍA, UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO, CIUDAD UNIVERSITARIA.**

ASESOR DEL TEMA: FELIPE MUÑOZ GUTIERREZ

SUSTENTANTE (S): BLANCA ELIA MORALES OCHOA

"La verdadera educación de un hombre comienza varias generaciones atrás." Manero

El camino comenzó hace ya más de 23 años...

Gracias a Blanca y a Carlos, mis padres, por haberme enseñado a no desistir, a ser fuerte y perseverante.

Gracias a Carlitos por ser como un segundo padre y ser la persona que en toda mi vida ha estado despertándome y haciendo que tome conciencia de mí misma y mis responsabilidades.

Gracias a Alvarito por ser el hermano que, aunque lejos físicamente, siempre ha estado en todo momento y en todos mis logros y fracasos brindándome su apoyo y comprensión.

Gracias a Enrique por todo su apoyo y amor en esta etapa que apenas comienza. Siempre es hoy.

Gracias a Chamú, Gay, Edgar, Chava, Mario, Rafa, Mariana, Daniel (Danone) quienes fueron el equipo que durante toda esta carrera sufrió de los sacrificios y ahora está viendo reflejado el esfuerzo hecho por cada uno de nosotros y sin ustedes esta etapa no hubiese sido tan intensa y divertida como lo fue.

A mis profesores y amigos les dejo la siguiente frase con toda mi admiración y respeto: ***"Un profesor trabaja para la eternidad: nadie puede decir dónde acaba su influencia." Henry Brooks Adams***

A todos ustedes les dedico la presente tesis como muestra de mi agradecimiento y como resultado de todos estos años en que hemos trabajado en conjunto, como un equipo, como familia. Los amo y espero la disfruten.

TEMARIO

Introducción a la tesis.....	i
Capítulo I. Introducción a la desalación del agua de mar.....	1
Capítulo II. Procesos desaladores.....	20
Capítulo III. Problemas operativos.....	65
Capítulo IV. Pretratamiento del agua de mar	85
Capítulo V. Impactos ambientales, sociales y económicos de la desalación.....	99
Conclusiones.....	121
Bibliografía.....	128
Anexo A.....	131

INTRODUCCIÓN A LA TESIS

Introducción a la tesis

La presente tesis es una investigación que tiene por objetivo evaluar las principales diferencias entre los procesos desaladores, tomando en cuenta:

- Ventajas y Desventajas operativas
- Ventajas y Desventajas económicas

Este trabajo presenta los siguientes capítulos:

En el capítulo I, se trata la situación actual de los recursos hídricos y la importancia de la desalación de agua de mar como medio alternativo para aminorar los daños causados por la mala distribución de dichos recursos.

En el capítulo II, se abordan los principales procesos desaladores, sus características tanto físicas como químicas y operativas de cada uno.

En el capítulo III se tratan los principales problemas operativos que existen en las plantas desaladoras de agua de mar como la incrustación de gases y el fenómeno de corrosión.

En el capítulo IV se mencionan los métodos para prevenir la incrustación y la corrosión en los equipos de las plantas desaladoras para tener una mayor eficiencia de los mismos.

En capítulo V se describen los diferentes impactos sociales, económicos y ambientales que tiene una planta desaladora

Capítulo I.

Introducción a la desalación de agua de mar

EL AGUA DULCE Y LA POBLACION EN EL MUNDO

El agua ocupa aproximadamente el 70% de la superficie de la Tierra, de la cual el 97% es agua de mar y el 3% es agua dulce, de la cual el 2.7% está en glaciares y el 0.3% son ríos, lagos y lagunas cuyas aguas están destinadas al uso humano.

“La escasez del agua afecta a todos los continentes y a más del 40% de la población del planeta, para el año 2025, 1800 millones de personas vivirán en países o regiones con una drástica falta de agua, y dos tercios de la población mundial podría encontrarse en condiciones de escasez del líquido elemento.”¹

Se considera que, mundialmente, se dispone de 12,500 a 14,000 millones de metros cúbicos de agua por año para uso humano. Esto representa unos 9,000 metros cúbicos por persona por año, según se estimó en 1989. Se proyecta que en el año 2025 la disponibilidad global de agua dulce per cápita descenderá a 5,100 metros cúbicos por persona, al sumarse otros 2,000 millones de habitantes a la población del mundo. Aún entonces esta cantidad sería suficiente para satisfacer las necesidades humanas si el agua estuviera distribuida por igual entre todos los habitantes del mundo.

La población mundial no se encuentra distribuida equitativamente, el 90% de la población se concentra en el hemisferio norte y sólo el 10% de ésta en el hemisferio sur. En la figura 1.1 se muestra una gráfica con la evolución de la población desde 1800 hasta el año 2025.

1. Dr. Jaques Diouf, Director General de la FAO , 22 de Marzo de 2007

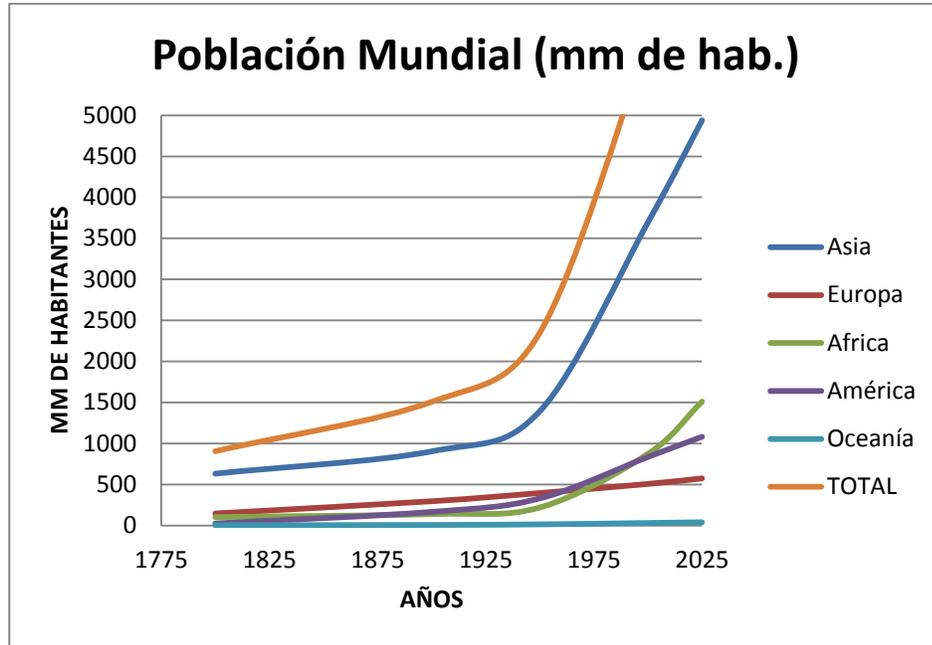


Fig. 1.1 Población Mundial 1800-2025

Debido al uso que se le da al agua para las necesidades básicas humanas, para el uso agrícola, industrial y para el uso recreativo, la disponibilidad del agua ha ido disminuyendo significativamente en los últimos años, por lo que se está cerca de la extracción límite del agua dulce de la superficie terrestre. De igual forma, el cambio climático está afectando al ciclo hidrológico y su disponibilidad, teniendo así, menos precipitaciones y mayor evaporación del agua, ocasionando la escasez del líquido vital. En la figura 1.2 se muestra la disponibilidad de recursos hídricos en el mundo.

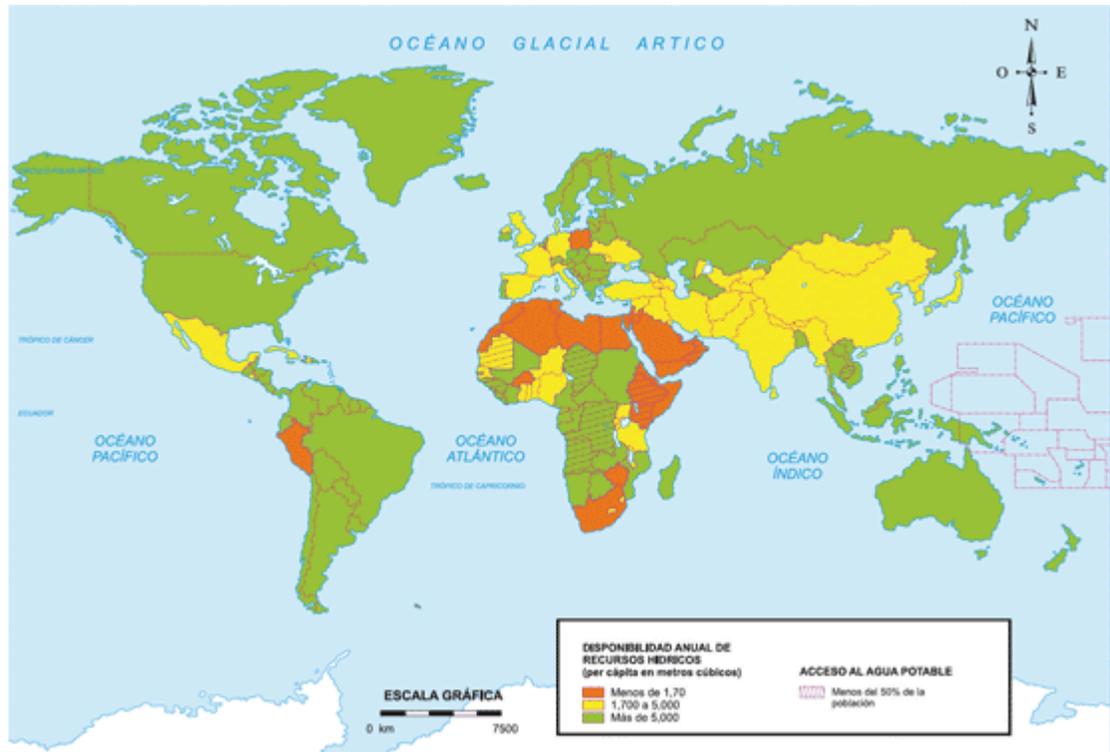


Fig.1.2 Disponibilidad de los recursos hídricos en el mundo. FUENTE: UNESCO

El 70% del agua dulce está destinada a cumplir con las actividades agrícolas e industriales, una buena parte del agua dulce está destinada a los usos recreativos (albercas, campos de golf, parques, etc.) Por lo que en países en vías de industrialización como China, el uso del agua puede llegar incluso hasta ser cinco veces mayor que en la actualidad. En la figura 1.3 se muestra el consumo de agua dulce por continente.

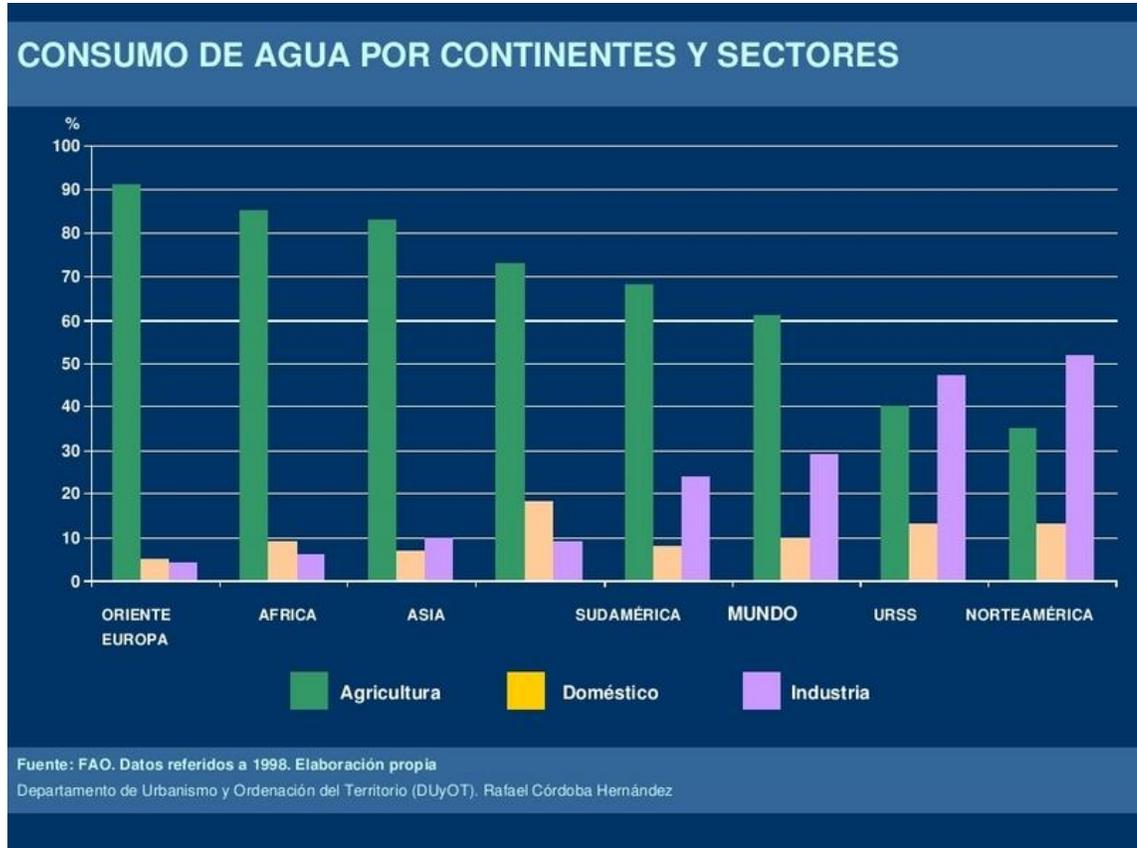


Fig.1.3 Consumo del agua por continentes. FUENTE: FAO

EL AGUA DULCE Y LA POBLACIÓN EN MÉXICO

En México, la distribución del agua varía regionalmente, y está destinada a cumplir con las necesidades sociales básicas para así contribuir al desarrollo social, económico y ambiental de México.

El organismo encargado de administrar este recurso natural es CONAGUA mediante el Sistema Nacional de Información del Agua (SINA) donde se proporciona información acerca de la cantidad, calidad, usos y conservación del agua con la participación de los Organismos de Cuenca y en coordinación con los gobiernos de los Estados y el Distrito Federal.

La superficie de México comprende una extensión territorial de 1 964 375 km², de los cuales 1 959 248 km² son superficie continental y 5 127 km² son superficie insular. Adicionalmente, a este territorio debe sumarse la Zona Económica Exclusiva de mar territorial, que comprende 3 149 920 km², por lo que la superficie total del país es de 5 114 295 km².

De 1950 a 2005, la población del país se cuadruplicó, y pasó de ser predominantemente rural (57.4%) a principalmente urbana (76.5%). Al mismo tiempo la tasa de crecimiento media anual disminuyó significativamente.

La mayor tasa se presentó en el periodo 1960-1970 (3.40%), para después decrecer hasta llegar a un valor de 1.02% en el periodo 2000-2005.

A continuación, en la figura 1.4 se muestra la tendencia de crecimiento de la población rural, urbana y total en el periodo de 1950 a 2050; los datos a partir del año 2005 fueron obtenidos mediante una regresión lineal cuya ecuación es: $Y=1.2585X-2442.6$ para la población urbana y $Y=8e-54X^{16.24}$ para la población rural, donde X toma los valores desde 2025-2050.

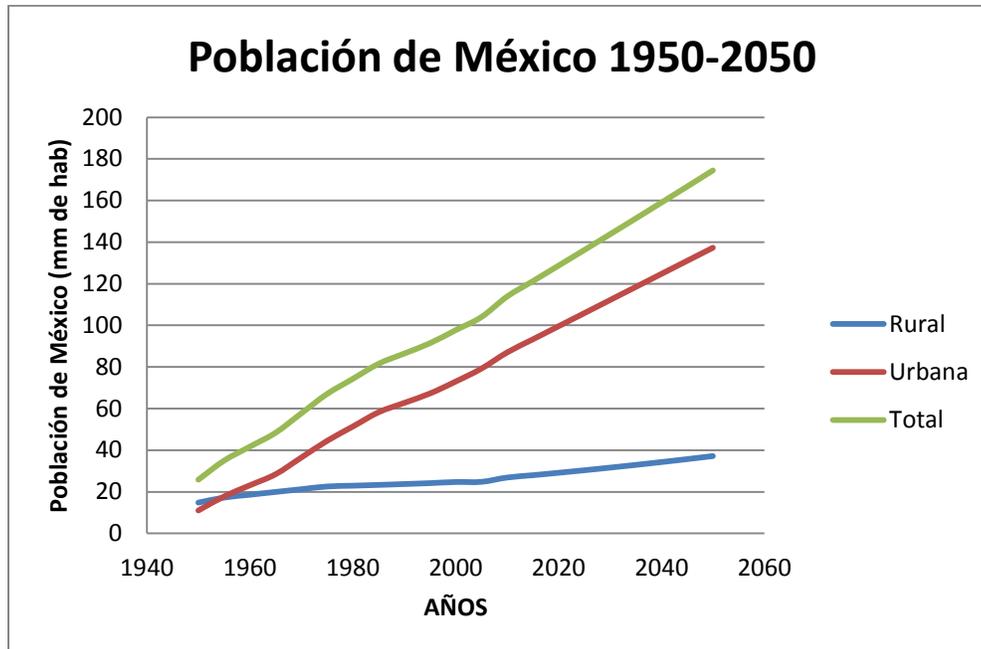


Fig. 1.4 Población de México, 1950-2005 (millones de habitantes)

FUENTE: CONAGUA. Subdirección General de Programación. Elaborado a partir de datos de INEGI. Censos Generales y Conteos 2010.

El país se ha dividido en 13 Regiones Hidrológico-Administrativas debido a que las cuencas son las unidades básicas de gestión de los recursos hídricos, esto con el fin de organizar la administración y preservación de las aguas nacionales. Las Regiones Hidrológico-Administrativas están formadas por agrupaciones de cuencas, respetando los límites municipales para facilitar la integración de la información socioeconómica.

La Comisión Nacional del Agua (CONAGUA), órgano administrativo, normativo, técnico y consultivo encargado de la gestión del agua en México, desempeña sus funciones a través de 13 Organismos de Cuenca (antes conocidos como Gerencias Regionales), cuyo ámbito de competencia son las Regiones Hidrológico-Administrativas, las cuales se muestran en la figura 1.5.



Fig. 1.5 Regiones Hidrológico-Administrativas

FUENTE: CONAGUA. Subdirección General de Programación. Elaborado a partir del Reglamento Interior de la Conagua y con base en el Acuerdo de Circunscripción Territorial de los Organismos de Cuenca de la Comisión Nacional del Agua publicado en el DOF el 12 de diciembre de 2007

Tabla 1.2 Ciudades Sede de los Organismos Cuenca

Organismo de cuenca	Ciudad Sede
I Península de Baja California	Mexicali, Baja California
II Noroeste	Hermosillo, Sonora
III Pacífico Norte	Culiacán, Sinaloa
IV Balsas	Cuernavaca, Morelos
V Pacífico Sur	Oaxaca, Oaxaca
VI Río Bravo	Monterrey, Nuevo León
VII Cuencas Centrales del Norte	Torreón, Coahuila de Zaragoza
VIII Lerma-Santiago-Pacífico	Guadalajara, Jalisco
IX Golfo Norte	Ciudad Victoria, Tamaulipas
X Golfo Centro	Xalapa, Veracruz
XI Frontera Sur	Tuxtla Gutiérrez, Chiapas
XII Península de Yucatán	Mérida, Yucatán
XIII Aguas del Valle de México	México, Distrito Federal

El país se puede dividir en dos grandes zonas: en la zona norte, centro y noroeste, donde se concentra el 77% de la población, se genera el 87% del PIB, pero únicamente ocurre el 31% del agua renovable; y en la zona sur y sureste, donde habita el 23% de la población, se genera el 13% del PIB y ocurre el 69% del agua renovable. La figura 1.6 ilustra la disparidad entre esas dos zonas en cuanto a su disponibilidad y su actividad económica.

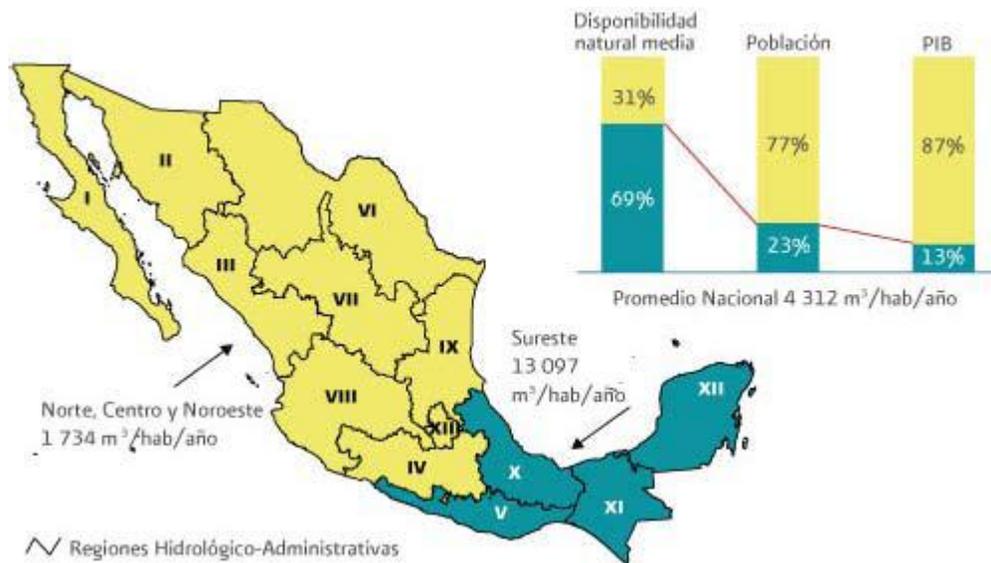


Fig. 1.6 Contraste regional entre el desarrollo y la disponibilidad del agua, 2007
 FUENTE: CONAGUA. Subdirección General de Programación. Elaborado a partir de:
 CONAGUA. Subdirección General Técnica.
 INEGI. Censos Económicos 2004. México, 2005

Las importaciones de otros países se refieren al volumen de agua que se genera en las ocho cuencas compartidas con los tres países con los que México tiene fronteras (Estados Unidos de América, Guatemala y Belice) y que escurre hacia nuestro país. Las exportaciones se refieren al volumen de agua que México debe entregar a Estados Unidos de América conforme al Tratado de Aguas de 1944.

Anualmente México recibe alrededor de 1,488 miles de millones de metros cúbicos de agua en forma de precipitación. De esta agua, el 72.5% se evapora y regresa a la atmósfera, el 25.4% escurre por los ríos o arroyos y el 2.1% restante se infiltra al subsuelo y recarga los acuíferos, de tal forma que anualmente el país

cuenta con 458 mil millones de metros cúbicos de agua dulce renovable, a lo que se denomina disponibilidad natural media.

En adición al agua dulce que es renovada por la lluvia, el país cuenta con reservas de agua almacenadas principalmente en los acuíferos, pero también en los lagos naturales y artificiales del país; sin embargo, esta agua no se considera en los cálculos de disponibilidad natural media, ya que no es renovable.

La disponibilidad natural media per cápita, que resulta de dividir el valor nacional entre el número de habitantes, ha disminuido de 18 035 m³/hab/año en 1950 a tan sólo 4 312 en el 2007. En la figura 1.7 se puede apreciar cómo ha disminuido su valor; los datos a partir del año 2010 han obtenidos mediante una regresión lineal cuya ecuación es: $Y = 2 \times 10^{24} e^{-0.024X}$ y X toma los valores de 2010-2050.

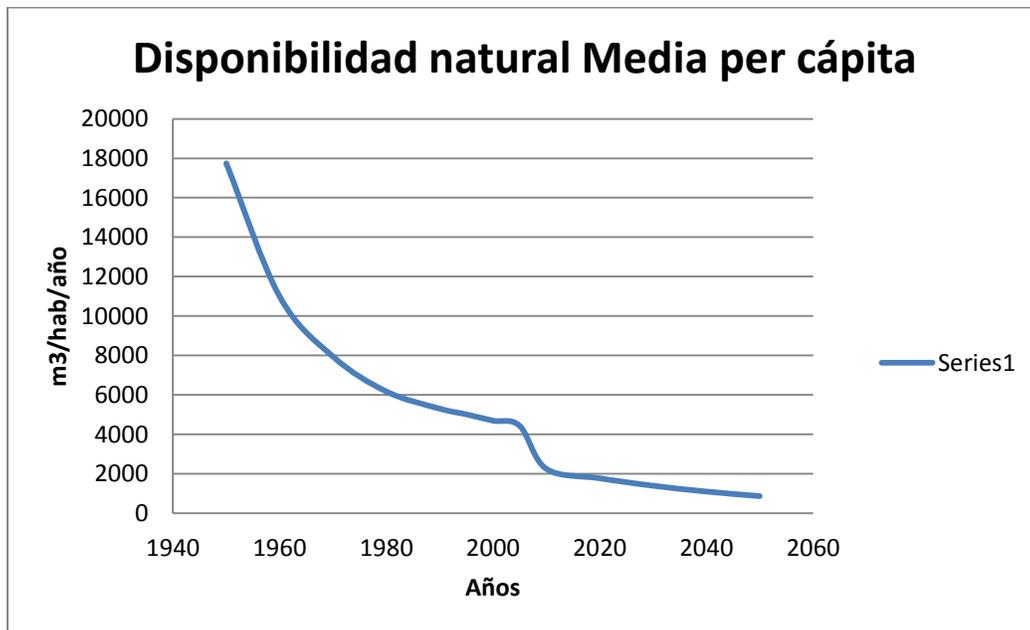


Fig. 1.7 Variación de la disponibilidad natural media per cápita del agua de 1950 a 2005 (m³/hab/año)
FUENTE: CONAGUA, Subdirección General Técnica México, 2008.

El 63% del agua utilizada en el país para uso consuntivo (se llama así a los usos fuera del cuerpo de agua para los que el líquido se transporta al lugar donde se utilizará y ya no regresará, ni total ni parcialmente al cuerpo de agua de donde se extrajo) proviene de fuentes superficiales (ríos, arroyos y lagos), mientras que el 37% restante proviene de fuentes subterráneas (acuíferos).

En lo que respecta a las centrales hidroeléctricas (uso no consuntivo), se utilizaron en el país 122 800 millones de metros cúbicos de agua (km³) en 2007. Debe aclararse que para este uso la misma agua se reingresa y se contabiliza varias veces, en todas las centrales del país. En la figura 1.8 se muestra la distribución porcentual de los volúmenes concesionados para usos consuntivos.

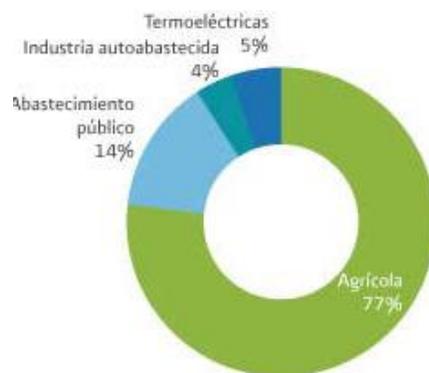
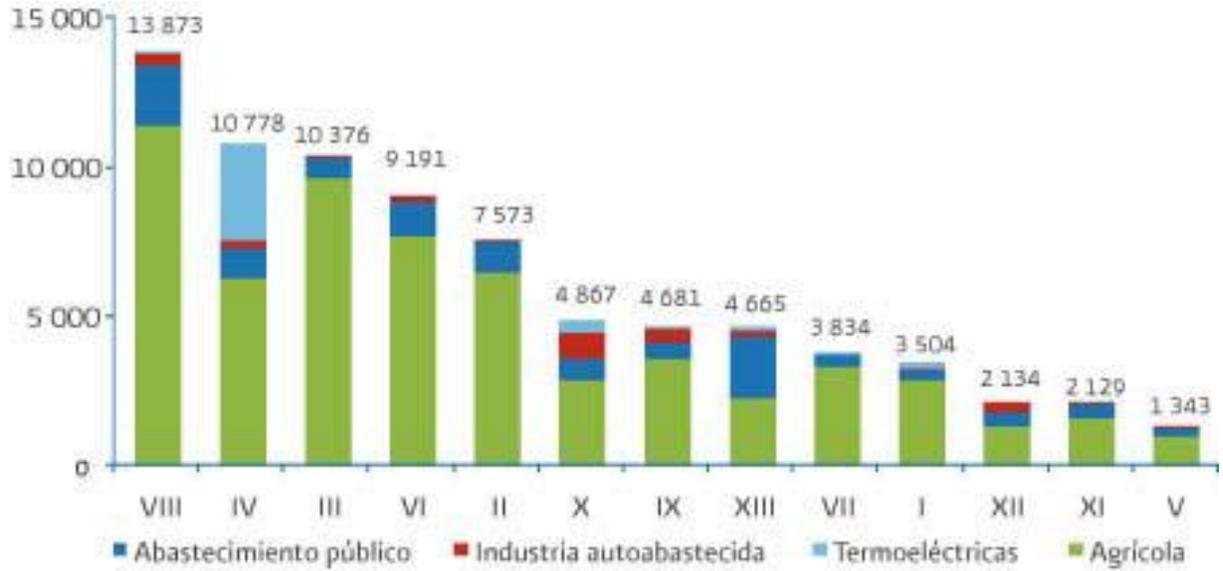


Fig. 1.8 Distribución porcentual de los volúmenes concesionados para usos consuntivos 2007

La figura 1.9 muestra la forma en la que se han concesionado volúmenes de agua para usos consuntivos en el país por región hidrológica. Se puede observar que las Regiones Hidrológico-Administrativas que tienen concesionado un mayor volumen de agua son: VIII Lerma-Santiago-Pacífico, IV Balsas, III Pacífico Norte y VI Bravo. Cabe destacar que el uso agrícola supera el 80% de las concesiones totales en dichas regiones, a excepción de la región IV Balsas, en donde la termoeléctrica de Petacalco, ubicada cerca de la desembocadura del río Balsas, ocupa un importante volumen de agua.



NOTA: La regionalización de los volúmenes se hizo con base en la ubicación de los aprovechamientos inscritos en el REPOA y no el lugar de adscripción de los títulos respectivos.

FUENTE: CONAGUA. Subdirección General de Programación. Elaborado a partir de los volúmenes inscritos en el REPOA al 31 de diciembre de 2007.

Fig. 1.9 Volúmenes concesionados para usos consuntivos, por Región Hidrológica (millones de metros cúbicos, hm³)

A continuación, en la figura 1.10 se presenta por municipio el volumen concesionado para usos consuntivos en el año 2007.

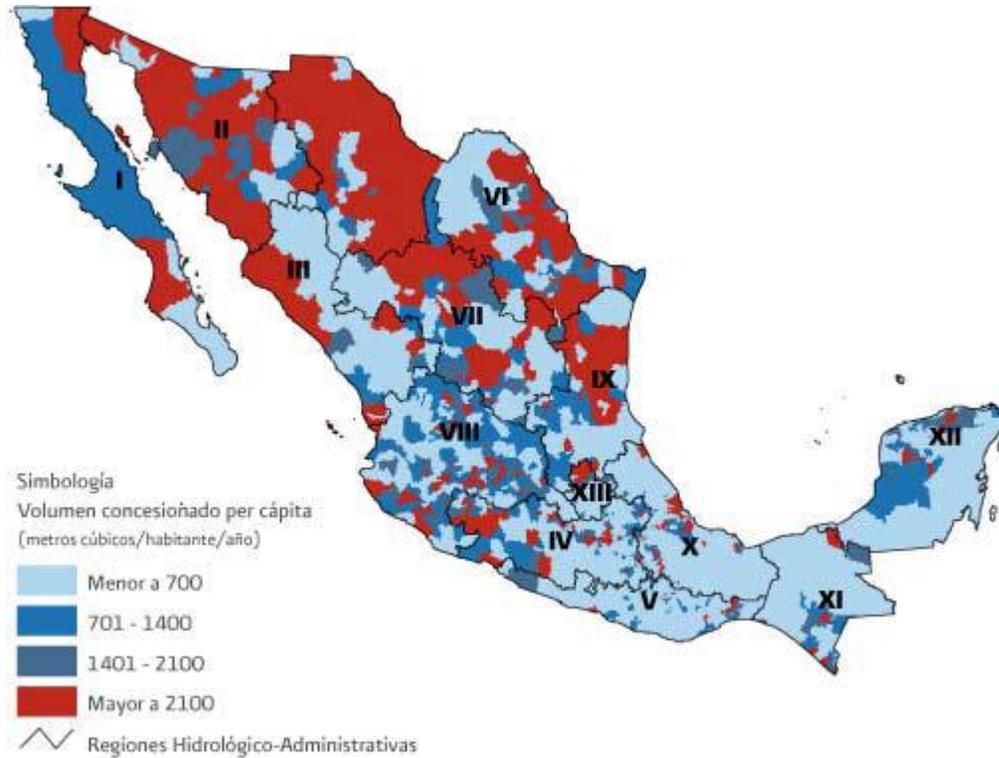


Fig. 1.10 Intensidad de los usos consuntivos del agua por municipio, 2007

El porcentaje que representa el agua utilizada para usos consuntivos respecto a la disponibilidad total es un indicador del grado de presión que se ejerce sobre el recurso hídrico en un país, cuenca o región. Se considera que si el porcentaje es mayor al 40%, se ejerce una fuerte presión sobre el recurso.

El país en su conjunto experimenta un grado de presión del 17%, lo cual se considera de nivel moderado; sin embargo, la zona centro, norte y noroeste del país experimenta un grado de presión del 47%, lo cual se considera como presión fuerte sobre el recurso. En la figura 1.11 se muestra el indicador de presión para cada una de las Regiones Hidrológico-Administrativas del país.

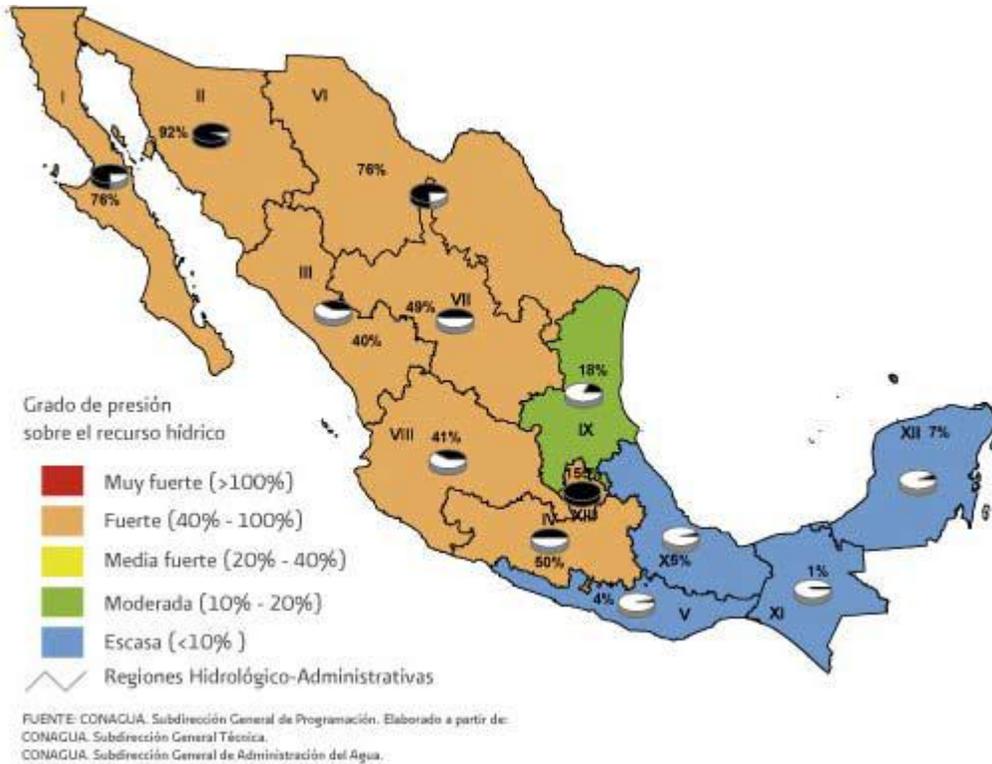


Fig. 1.11 Grado de presión sobre los recursos hídricos

Uno de los motivos principales para la construcción de plantas desaladoras es precisamente la situación actual de los recursos hídricos, no solamente del país, sino del mundo entero. Mediante la construcción de plantas desaladoras se pretende disminuir la escasez del agua destinada para uso humano, ya que el agua de mar por sí sola no puede ser consumida en ninguna aplicación debido a que la salinidad del agua es de aproximadamente 35,000 ppm. En general, se define como agua salobre a aquella que tiene una concentración de más de 1,000 ppm y menor que la del mar. Y como agua potable a aquella con menos de 250 ppm. Aunque existen regiones que consumen agua de hasta 1 000 ppm. También algunas aplicaciones de riego agrícola permiten esta concentración.

HISTORIA DEL PROCESO DE DESALACIÓN

A mediados del año 1600, Robert Boyle llevó a cabo sus famosos experimentos acerca del comportamiento de los gases. También investigó el efecto de la presión en el punto de ebullición del agua y la destilación al vacío. Temas que tendrán gran impacto en el desarrollo de la destilación del agua de mar.

El físico danés Thomas Bartholinus observó en 1661 que el hielo formado del agua de mar producía agua fresca en el momento del deshielo.

Martin Lister, notado naturalista y físico, también se mostró interesado en la destilación del agua de mar cerca del año de 1684. Basado en su interés por la vida vegetal, llenó un recipiente alargado con agua de mar, algas marinas y las colocó en un condensador. Sin la adición del calor, fue posible obtener una pequeña cantidad de un agua que sabía dulce. Y recomendó sus métodos a los marineros.

La última parte del siglo XVII presencié la primera disputa legal de patentes registradas con el tema de desalación. Involucraba las patentes de dos ingleses, William Walcot (1675) y Robert Fitzgerald (1683). Ninguna patente divulgaba las especificaciones de la tecnología y probablemente ni funcionaban bien. Ambos atrajeron la atención de Carlos II y de varios inversionistas. Inicialmente, la tecnología de Fitzgerald ganó las apuestas y sus respaldos tenían más dinero y mejor posición. Carlos II le pidió a Roberto Boyle examinar el agua producto del destilador de Fitzgerald personalmente. Boyle probó el destilado con una solución de nitrato de plata, y no encontró ningún precipitado de cloruro de plata y declaró el agua pura. Las unidades fueron construidas en las Islas de Jersey y Guernsey.¹

Los instrumentos de Fitzgerald comenzaron a fallar y, debido a eso, en 1695 el Parlamento finalmente retomó la posición de Walcot. Para ese entonces había perdido la demanda. Los destiladores de ese tiempo eran operados en el modo intermitente y buscaban cerca del 100% de recuperación. Debido a la incrustación y corrosión interna y el flujo de varias especies tóxicas al agua

producto, el rechazo de agua era mayor. Tanto Walcot como Fitzgerald incluyeron propios aditivos en sus inventos para lidiar con estos inconvenientes.

Hales (1739) publicó lo que era, en aquel momento, el libro más claro en la materia de desalación de agua de mar.

Hales fue probablemente uno de los primeros que notó que “la destilación no funciona si el agua no es purificada primero”. Se refirió a varias tecnologías exitosas incluyendo la referencia de la planta en la isla de Antigua.

Hales también llevó a cabo el experimento de tomar diferentes muestras de destilado y determinó que la evaporación a través del secado era la causa por mucho del mal sabor y las cualidades corrosivas del destilado.

Hales utilizó el nitrato de plata en solución para probar la presencia de cloruros: “la solución de plata en Aquafortis fue en aquel momento un gran secreto, como propiedad del descubrimiento la menor cantidad de Sal o Espíritu de Sal en el agua” (Aquafortis era el nombre de ácido nítrico y espíritu de sal era el ácido clorhídrico).

En 1748 otro trabajo fue publicado que no sería reconocido como un influencia en la desalación por quizá 200 años. Este fue el estudio del francés Abbé Nolle (1752) acerca de las características permeables de materiales de origen biológico como membranas. Específicamente el encontró que si una vejiga animal era llenada con alcohol y se colocaba en un vaso de agua, el agua se permearía en el alcohol, diluyéndola.

Watson leyó una acotación del proceso de una Mr. Appleby (máquina) para producir agua fresca, él añade hidróxido de calcio y fosfatos, calienta no vigorosamente se obtiene cuando mucho el 75% de recuperación.

Gautier también experimentó con un destilador solar que se describe como sigue: “Mr. Gautier colocó agua de mar dentro de un frasco caliente de vidrio para destilar y lo conecta con un receptor: lo expone a la luz solar de tal forma que el rayo golpee directamente el destilador pero no el receptor. Cuando la destilación

es completada, encuentra el agua muy bien y saludable en el recibidor y la sal se queda en el frasco.”

A finales del siglo XVI, algunos trabajos interesantes fueron hechos por el teniente Smithson quien estudió medicina en Edimburgo y química y botánica en Cambridge. El teniente ocupó un doble destilador en el cual, el primer destilador alimentaba vapor a presión atmosférica dentro de un condensador en el segundo destilador. El espacio del vapor del segundo destilador debía estar inicialmente por debajo del vacío y se esperaba que por condensación del producto del segundo destilador, el vacío se mantuviera. El intento fue doblar la cantidad de producto de un solo destilador, ciertamente sería el concepto básico de desalación múltiple efecto. Desafortunadamente el invento nunca fue perfeccionado a un nivel práctico, probablemente porque el teniente murió prematuramente en 1815 cuando un puente cayó sobre él.

Hasta el principio de 1800, la desalación fue practicada principalmente a bordo de barcos, mediante destiladores de etapa simple, operaban en modo intermitente, calentados principalmente a fuego directo de la estufa o del horno y usualmente sin recuperación de calor de condensación. Eran estorbosos e ineficientes. La calidad del agua producto era variable debido a la impureza de la corriente y debido a los calentadores sucios.

El último nombre y más famoso relacionado con el desarrollo del múltiple efecto era Norbert Rillieux, tuvo la visión de la evaporación múltiple efecto bajo condiciones de vacío y trató aparentemente sin éxito.

Aunque el equipo original de Rillieux fue construido con un arreglo de tubos horizontal con el vapor de un lado de los tubos, los modelos subsecuentes han utilizado tubos verticales, los cuales permanecieron por varias décadas.

En 1950 Reid concibe el proceso de desalación mediante la ósmosis inversa y se prueban las primeras membranas.

En 1957 se utiliza la primera unidad de evaporación a nivel industrial por Westinhouse en Kuwait.

Entre 1959 y 1960 Loeb y Sourirajan introducen el uso de membranas anisotrópicas de acetato de celulosa.

Para el año de 1960 existían cinco plantas desaladoras que producían aproximadamente 58 litros por segundo (l/s).

En la actualidad 13,600 plantas desaladoras producen $300\text{m}^3/\text{s}$ ($26\text{Mm}^3/\text{día}$) de agua para el consumo de 87,000 personas.

En 1970 se instaló la primera planta desaladora en México, adjunta a la planta termoeléctrica Benito Juárez de Rosarito, BC, con una capacidad de producción de 320 l/s.

En el año 2000 el Proyecto Desaladora para Hermosillo, Sonora, detiene su construcción.

En 2003 se inició la construcción de la desaladora Maquilas Tetakawi en Guaymas-Empalme, en ese mismo año se inició el Proyecto de Desaladora en Cabo San Lucas, BCS.

La mayoría de las plantas desaladoras en México se encuentran ubicadas en la zona noroeste ya que es donde se presentan mayores problemas con el abastecimiento de agua debido a la poca disponibilidad media natural de este recurso. Se estima un caudal de 6,884 mil m^3 por año para una población de 3,682,000 por lo que se disponen de $1,870\text{m}^3/\text{hab}/\text{año}$ indicando escasez del agua.

Esta escasez del agua afecta principalmente a las localidades de Caborca, Guaymas y Costa de Hermosillo; San Quintín y Maneadero en Baja California y Santo Domingo y La Paz en Baja California Sur debido a que presentan las siguientes características:

- ✚ Escasez de agua natural
- ✚ Incremento demográfico, lo que provoca un incremento en las necesidades del recurso hídrico.
- ✚ Reducción en la calidad y cantidad del agua disponible
- ✚ Dependencia de fuentes distantes de abastecimiento
- ✚ Crisis y daños, inundaciones y sequías principalmente

Por lo que la desalación de agua de mar se convierte entonces en una alternativa para la obtención de agua potable, favoreciendo así, el desarrollo socioeconómico de las zonas en cuestión.

Capítulo II.

Procesos desaladores

Clasificación de los Procesos Desaladores

Los procesos industriales de desalación involucran la separación de la sal del agua de mar, donde las sales se concentran en la corriente de rechazo de salmuera. En la electrodiálisis los iones positivos y negativos son separados del agua salada. Los procesos desaladores se basan en procesos de separación térmicos o de membrana. Las técnicas de separación térmica incluyen dos categorías principales, la primera es la evaporación seguida por la condensación del vapor de agua formado y el segundo involucra en congelamiento seguido de la fusión de los cristales de agua formados.

El primer proceso es el más común y en la mayoría de los casos están acoplados con unidades de generación de energía, las cuales se basan en sistemas de turbinas de gas o vapor. El proceso de evaporación toma lugar sobre un área de transferencia de calor.

Los procesos de evaporación incluyen la desalación instantánea múltiple etapa (FME), la evaporación múltiple efecto (EME), compresión de vapor de un solo efecto (ESE), humidificación-deshumidificación (HDH) y destiladores solares. Estos últimos dos difieren de las primeras técnicas por lo siguiente:

- el agua es evaporada a temperaturas menores a la temperatura de ebullición.
- la principal fuerza impulsora para la evaporación es la diferencia de concentración del vapor de agua en la corriente de aire.

La evaporación simple efecto por compresión de vapor incluye compresión mecánica del vapor (CVM), compresión térmica de vapor (CTV), compresión de vapor de absorción (CVAB), compresión de vapor de adsorción (CVAD). La compresión de vapor se combina con unidades de simple o múltiple efecto para mejorar la eficiencia térmica del proceso. En esta técnica, la baja temperatura del vapor formado en el mismo efecto o en el último efecto se comprime a una mayor

temperatura y es entonces utilizada para iniciar o derivar el proceso de evaporación en el mismo efecto.

Los dispositivos para la compresión de vapor incluyen compresores mecánicos, eyectores de vapor, camas de absorción y desorción, columnas de absorción y desorción.

El principal proceso desalador de membrana es la Ósmosis Inversa (OI), donde penetra el agua dulce bajo alta presión a través de una membrana semi-permeable dejando atrás una solución altamente concentrada de salmuera. El otro proceso de membrana es la electrodiálisis (ED), en este proceso los iones cargados son separados mediante una membrana selectiva de iones dejando al agua producto baja en sales, la corriente concentrada en sales se encuentra del otro lado de la membrana.

EVAPORACIÓN SIMPLE EFECTO

La evaporación simple efecto tiene aplicaciones industriales muy limitadas, este sistema es utilizado principalmente en las embarcaciones marinas, ya que el sistema tiene una relación de rendimiento térmico menor a uno, es decir, la cantidad de agua producida es menor a la cantidad de vapor de calentamiento utilizada para operar el sistema.

Los componentes principales de la unidad son el evaporador y el precalentador. Dentro del evaporador encontramos una sección de tubos de intercambio de calor, un sistema de distribución de agua, una línea para gases no condensables. El precalentador tiene un arreglo en contracorriente de tubo y coraza, donde el calor latente del condensado se transfiere a la toma de agua, donde convergen las corrientes de alimentación (M_f) y el agua de mar de enfriamiento (M_{cw}).

La toma de agua de mar ($M_{cw}+M_f$) a una temperatura dada (T_{cw}) y con una concentración de sales (X_f) se introduce por el lado de los tubos al precalentador donde se eleva la temperatura hasta (T_f). El agua de enfriamiento (M_{cw}) es regresada al mar, la función de esta agua de enfriamiento es disminuir el exceso de calor añadido al sistema dentro del evaporador debido a la corriente de calentamiento.

El calentamiento del agua de alimentación (M_f) en los tubos del condensador que va de una temperatura (T_{cw}) a (T_f) ayuda a incrementar el funcionamiento térmico del sistema y el calor necesitado para calentar el agua de mar dentro de los tubos del condensador está suministrado por el vapor de condensación formado en el evaporador debido a la ebullición (M_d).

La temperatura de condensación del vapor y la presión tanto en el evaporador como en el condensador están controladas por:

- el flujo de agua de enfriamiento (M_{cw})
- la temperatura de alimentación del agua (T_{cw})

- el área de transferencia de calor (A_c)
- el coeficiente global de transferencia de calor entre el vapor condensable y el agua de mar circulante (U_c).

El condensador tiene tres funciones principales, la remoción del exceso de calor del sistema, mejora del radio de funcionamiento del proceso y el ajuste de la temperatura de ebullición dentro del evaporador.

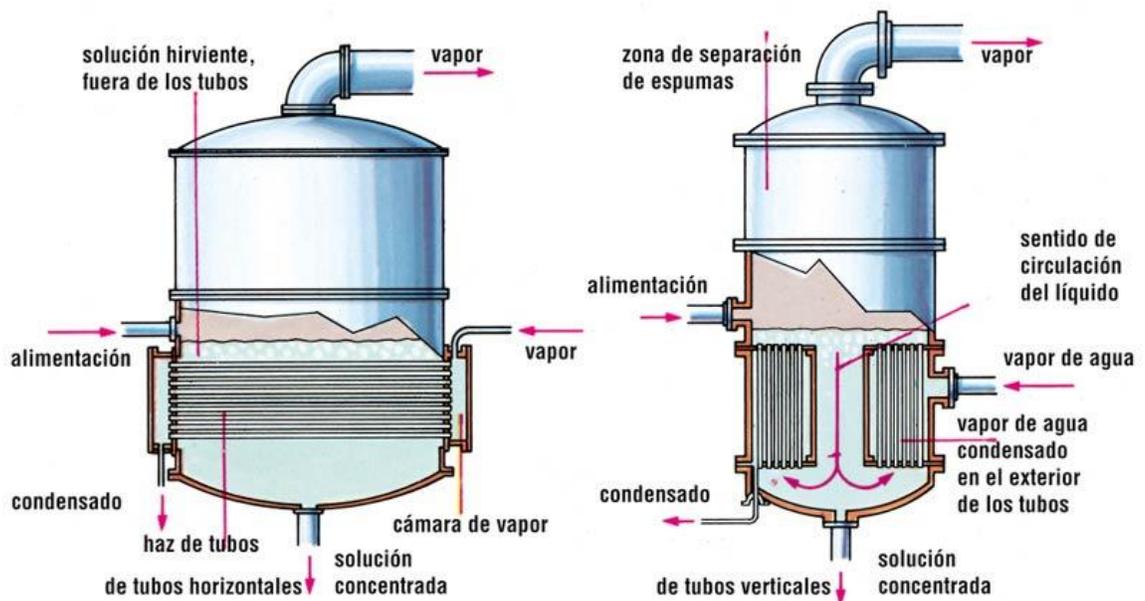


Fig. 2.1 Evaporador con haz de tubos horizontales y con haz de tubos verticales. Fuente: www.ebrisa.com

El agua de entrada es químicamente pretratada y desaireada antes de ser bombeada al evaporador. El tratamiento químico es para la prevención de incrustación y ensuciamiento debido a las sales. Dentro del evaporador el agua es dispersada desde arriba de donde cae en forma de capa delgada hacia las filas sucesivas de tubos horizontales. La condensación del vapor saturado calentado y la liberación del calor latente de este vapor provee el calor tanto sensible como latente para la evaporación del agua de la alimentación. Como resultado la temperatura de la alimentación (T_f) es elevada hasta la temperatura de ebullición (T_b). La magnitud en el aumento de (T_b) está dictada principalmente por la naturaleza de los compuestos químicos añadidos para controlar la incrustación y por el vapor calentado.

El vapor formado por ebullición está libre de sales (M_d) y la temperatura del vapor condensado (T_d) es menor que la temperatura del vapor generado debido a las pérdidas causadas por el condensador. La temperatura del vapor generado (T_v) es menor que la temperatura de ebullición debido a la elevación del punto de ebullición (BPE por sus siglas en inglés)

El vapor generado fluye a través de un separador de neblina de punto de alambre conocido como desempañador de malla de alambre para remover las gotas de agua salada. El vapor debe ser completamente liberado de las gotas de agua salada para así evitar la contaminación del agua producto. La temperatura de saturación de los vapores partiendo del desempañador es menor que (T_v), esta disminución de temperatura es causada por la pérdida de presión debido a la fricción en el desempañador. Otra caída de presión se presenta durante la condensación del vapor lo que provocará una disminución en la temperatura de condensación del vapor.

Los gases no condensables que se encuentran en el espacio de vapor del condensador deben de ser venteados continuamente para evitar un gradiente negativo en la capacidad de transferencia de calor del condensador. Los gases no condensables reducen la presión parcial de los vapores de condensación por lo que la ésta ocurre a una menor temperatura ocasionando que la eficiencia del proceso disminuya debido a la reducción de la fuerza impulsora de la transferencia de calor y como consecuencia se reduce la temperatura de la alimentación (T_f). La remoción de los gases está hecha en puntos donde la temperatura es cercana a la temperatura de alimentación lo que permite el enfriamiento de los gases no condensables hasta la menor temperatura posible, minimizando así la cantidad de vapor que puede escapar con los gases y también el volumen de los gases bombeados. Debido a esto, es posible operar el condensador a contracorriente de tal forma que la temperatura de salida está dentro de 3-5°C de la temperatura de condensación del vapor saturado lo que mejora el funcionamiento térmico de la unidad y minimiza el flujo del agua de enfriamiento.

Balances de Materia y Energía

El balance global de masa considerando que el agua producto está libre de sales está dado por las siguientes ecuaciones:

$$Mf = Md + Mb \dots (1)$$

$$MfXf = MbXb \dots (2)$$

Donde:

Mf: flujo de agua de alimentación

Mb: flujo de salmuera rechazada

Md: flujo de agua producto

X: concentración de sales o salinidad

Mediante el arreglo de la ecuación (1) y (2) se obtiene una tercera ecuación que relaciona el flujo de salmuera con el flujo de producto obtenido:

$$\left(\frac{Xf}{Xb - Xf}\right)Md = Mb \dots (3)$$

De igual forma, obtenemos una ecuación adicional que nos relaciona el flujo de alimentación con el flujo de agua producto:

$$Mf = Md \left(\frac{Xb}{Xb - Xf}\right) \dots (4)$$

Balace de energía del Evaporador

Dentro del evaporador se conserva la energía proporcionada por el vapor, el agua de alimentación y la salmuera rechazada. En el evaporador la corriente Ms es utilizada para elevar la temperatura de entrada Tf del agua de alimentación Mf al punto de ebullición Tb, la corriente Ms es el flujo de vapor saturado proveniente del calentador. También provee el calor latente requerido para evaporar Md:

$$Q_e = MfC_p(T_b - T_f) + Md\lambda_v = Ms\lambda_s \dots (5)$$

Donde:

Qe: carga térmica del evaporador

Cp: calor específico

Λ: calor latente de evaporación

Tb: temperatura de ebullición

Balace de energía del condensador

El condensador opera con el vapor formado del evaporador (Md). El calor latente de condensación es transferido al agua de alimentación con flujo másico de (Mf+M_{cw}). La alimentación (Mf) se introduce al evaporador mientras que la parte que remanece (M_{cw}), conocida como el agua de enfriamiento, es rechazada. El vapor está saturado a una temperatura de Tv:

$$Q_c = (Mf + M_{cw})C_p(T_f - T_{cw}) = Md\lambda_v \dots (6)$$

El balance global de energía del sistema queda:

$$Ms\lambda_s = MbC_p(T_b - T_{cw}) + MdC_p(T_v - T_{cw}) + M_{cw}C_p(T_f - T_{cw}) \dots (7)$$

La ecuación (7) puede reducirse a la siguiente expresión mediante el uso de la ecuación (6):

$$Ms\lambda s = MbCp(Tb - Tf) + MdCp(Tv - Tf) + Md\lambda v \dots (8)$$

$$Tb = Tv + BPE \dots (9)$$

Sustituyendo la ecuación (9) en (8) y reorganizando obtenemos:

$$Ms\lambda s = MbCp(Tv - Tf) + MbCpBPE + MdCp(Tv - Tf) + Md\lambda v \dots (10)$$

Para eliminar el flujo de salmuera rechazada se utiliza la ecuación (3) y simplificando términos se obtiene la siguiente expresión:

$$Ms\lambda s = Md \left[\left(\frac{1 + Xf}{Xb - Xf} \right) Cp(Tv - Tf) + \left(\frac{Xf}{Xb - Xf} \right) CpBPE + \lambda v \right] \dots (11)$$

La razón del funcionamiento está dada por la ecuación:

$$\frac{Md}{Ms} = PR \dots (12)$$

Rearreglando la ecuación (6) obtenemos el flujo específico de agua de enfriamiento:

$$sMcw = \frac{\lambda d - \left[\left(\frac{Xb}{Xb - Xf} \right) Cp(Tf - Tcw) \right]}{Cp(Tf - Tcw)} \dots (13)$$

Área de Transferencia de Calor del Evaporador y Condensador

Para obtener las dimensiones del área de transferencia de calor en el evaporador se necesita conocer la cantidad de calor transferido Q_e , el coeficiente global de transferencia de calor U_e , la diferencia de la temperatura de condensación de la corriente T_s y la temperatura de ebullición del agua de mar T_b . La expresión del área está dada por la siguiente ecuación:

$$A_e = \frac{Q_e}{U_e(T_s - T_b)} \dots (14)$$

El coeficiente global de transferencia de calor está dado por la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U_e} = \frac{1}{h_i R_i} + R_{fi} \frac{R_o}{R_i} + \frac{R_o \ln\left(\frac{R_o}{R_i}\right)}{K_w} + R_{fo} + \frac{1}{h_o} \dots (15)$$

Donde:

R_o y R_i son los radios externos e internos del tubo respectivamente

K_w es la conductividad térmica del material del tubo

R_{fo} y R_{fi} es la resistencia de ensuciamiento del lado externo e interno de los tubos respectivamente.

El área del condensador está dada por la siguiente ecuación:

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c \left[\frac{(T_f - T_{cw})}{\ln \frac{(T_d - T_{cw})}{(T_d - T_f)}} \right]} \dots (16)$$

El área específica de transferencia de calor del condensador está dada por la siguiente ecuación:

$$\frac{Ac}{Md} = \frac{\lambda d}{Uc (LMTD)_c} \dots\dots (17)$$

EVAPORACIÓN SIMPLE EFECTO. COMPRESIÓN MECÁNICA DE VAPOR

La desalación mediante la compresión mecánica de vapor es de los procesos más atractivos por sobre todos los procesos de desalación de simple etapa ya que es compacto y no requiere una fuente externa de calentamiento. El sistema ocupa energía eléctrica, por lo que es adecuado para algunas áreas populares con acceso a líneas eléctricas. Otra ventaja es la ausencia del condensador bajo y los requerimientos del agua de enfriamiento, además de bajo costo de inversión, tiempo de vida largo de operación, la baja temperatura de operación, 60°C, permite que las incrustaciones se vean reducidas al igual que las pérdidas de calor, y el agua producto es de buena calidad.

El sistema incluye un compresor mecánico de vapor, un evaporador, precalentadores para el consumo de agua de mar, salmuera y producto, y un sistema de venteo.

El compresor y el evaporador forman una sola unidad. El evaporador contiene tubos horizontales de capa descendente, boquillas de pulverización, tubo de succión de vapor y un eliminador de niebla. Los precalentadores de la corriente de alimentación son de tipo cambiador de calor de platos, los cuales operan en la toma de agua de mar y en las corrientes calientes que salen del evaporador.

El agua de mar de alimentación entra al evaporador con un flujo M_f y una temperatura T_f . La alimentación es esparcida sobre los tubos horizontales. La formación de una capa delgada aumenta la velocidad de transferencia de calor y hace el proceso de evaporación más eficiente. La temperatura de agua de mar aumenta de T_f a T_b . Los vapores se transfieren de la sección de evaporación a la sección del compresor a través del tubo de succión de vapor el cual está protegido por el eliminador de neblina. Esto es necesario para evitar la entrada de gotas de salmuera a la corriente de vapor, lo que resultaría en daño al compresor. Los vapores fluyen tangencialmente a través del compresor donde son sobrecalentados de T_b a T_s . Después de la compresión, los vapores son forzados dentro de los tubos horizontales a perder la energía de calentamiento y su

temperatura T_s disminuye hasta la temperatura de saturación T_d . La condensación comienza a dicha temperatura de saturación y el calor latente liberado es transferido a la salmuera. La diferencia de temperaturas $T_s - T_b$ afecta la energía consumida por el compresor y está dictada por la temperatura de alimentación del agua de mar.

El balance de energía dentro del sistema se mantiene debido a la recuperación de la carga térmica en la salmuera de rechazo y en la corriente producto. La temperatura del agua de mar aumenta de T_{cw} a T_f en el precalentador. Simultáneamente, las temperaturas de la salmuera de rechazo y de la corriente producto disminuyen de T_b y T_d , respectivamente, a la misma temperatura T_o . Dentro del evaporador, la temperatura de la alimentación aumenta de T_f a la temperatura de ebullición, la cual es mayor que la temperatura de saturación T_v , debido a la elevación del punto de ebullición BPE. El vapor formado es comprimido y sobrecalentado a la temperatura T_s . La condensación del vapor comprimido se lleva a cabo a la temperatura T_d .

Para realizar los balances de materia y energía del proceso, se consideran algunas condiciones:

- Diferentes áreas de transferencia de calor para los precalentadores
- Coeficientes globales de transferencia de calor constantes, pero no iguales en el evaporador y los precalentadores.
- Igual temperatura para la corriente del efluente caliente en los precalentadores
- El C_p es constante y el mismo para todas las corrientes; $4.2 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$
- El calor latente del vapor formado y del vapor condensado son dependientes de la temperatura
- El efecto de la elevación de la temperatura de ebullición (BPE) es despreciado.

Balances de Materia y Energía

El balance global de masa esta dado por las siguientes ecuaciones:

$$Mf = Md + Mb \dots (1)$$

$$MfXf = MbXb \dots (2)$$

Donde:

Mf: flujo de agua de alimentación

Mb: flujo de salmuera rechazada

Md: flujo de agua producto

X: concentración de sales o salinidad

Mediante el arreglo de la ecuación (1) y (2) obtenemos una tercera ecuación que relaciona el flujo de salmuera con el flujo de producto obtenido:

$$\left(\frac{Xf}{Xb - Xf}\right)Md = Mb \dots (3)$$

De igual forma, obtenemos una ecuación adicional que nos relaciona el flujo de alimentación con el flujo de agua producto:

$$Mf = Md \left(\frac{Xb}{Xb - Xf}\right) \dots (4)$$

Balance de Energía del evaporador y los precalentadores

Dos precalentadores son usados para incrementar la temperatura de la alimentación proveniente de la toma de agua T_{cw} a T_f. La toma de agua está dividida en dos porciones, αM_f y (1-α) M_f. En el primer precalentador, el calor es transferido entre αM_f y los vapores condensados y en el segundo precalentador el calor es intercambiado entre (1-α) M_f y la salmuera de rechazo. La carga térmica de los dos cambiadores de calor está dada en términos de la toma de agua de mar.

$$Qh = MfCp(Tf - Tcw) \dots (5)$$

Rearreglando la ecuación en términos del flujo de la corriente de alimentación queda:

$$Q_h = M_d \left(\frac{X_b}{X_b - X_f} \right) (T_f - T_{cw}) \dots (6)$$

La ecuación (5) se puede escribir también en términos de la carga térmica del vapor condensado y de la salmuera de rechazo dando:

$$Q_h = M_d C_p (T_d - T_o) + M_b C_p (T_b - T_o) \dots (7)$$

El flujo de la salmuera se puede sustituir con la ecuación (3) quedando:

$$Q_h = M_d C_p (T_d - T_o) + M_d \left(\frac{X_b}{X_b - X_f} \right) C_p (T_b - T_o) \dots (8)$$

Reacomodando las ecuaciones (6) y (8) obtenemos la siguiente ecuación:

$$M_d C_p (T_d - T_o) + M_d \left(\frac{X_b}{X_b - X_f} \right) C_p (T_b - T_o) = M_d \left(\frac{X_b}{X_b - X_f} \right) (T_f - T_{cw}) \dots (9)$$

Para determinar la temperatura de salida tenemos la siguiente expresión:

$$T_o = (T_{cw} - T_f) + \left(\frac{X_f}{X_b} \right) T_b + \left(\frac{(X_b - X_f)}{X_b} \right) T_d \dots (10)$$

En el evaporador, el calor es suministrado por la corriente de alimentación, donde su temperatura incrementa de T_f a T_b . De igual forma, el calor latente es consumido por el vapor a la temperatura T_b . Esta energía suministrada por el calor latente de condensación para los vapores comprimidos a T_d y por el sobrecalentamiento de los vapores comprimidos, T_s y T_d . La carga térmica del evaporador está dada por:

$$Q_e = M_f C_p (T_b - T_f) + M_d \lambda_b = M_d \lambda_d + M_d C_p v (T_s - T_d) \dots (11)$$

Donde:

λ_b y λ_d es el calor latente del vapor formado a T_b y a T_d respectivamente.

Para determinar la temperatura de la corriente de alimentación tenemos la siguiente ecuación:

$$Tf = \frac{\left(\frac{Xb - Xf}{Xb}\right) (\lambda b - \lambda d)}{Cp - \left(\frac{Cpv}{Cp}\right) (Ts - Td)} + Tb \dots (12)$$

Área de transferencia de calor del Evaporador y Condensador

$$Ae = \frac{Md\lambda d + MfCp(Tb - Tf)}{Ue(Td - Tb)} = \frac{Md\lambda d + MdCpv(Ts - Td)}{Ue(Td - Tb)} \dots (13)$$

El área de transferencia de calor para el evaporador es determinada por la carga térmica, la fuerza impulsora de la transferencia de calor y el coeficiente global de transferencia de calor.

Para los precalentadores, el área es obtenida de una manera similar, sólo que la fuerza impulsora de la transferencia de calor se toma como la media logarítmica de las temperaturas quedando:

$$Ad = \frac{MdCp(Td - To)}{Ud (LMTD)d} = \frac{\alpha MfCp(Tf - Tcw)}{Ud(LMTD)d} \dots (14)$$

$$Ab = \frac{MbCp(Tb - To)}{Ub (LMTD)b} = \frac{Md \left(\frac{Xf}{Xb - Xf}\right) Cp(Tb - To)}{Ub (LMTD)b} = \frac{(1 - \alpha)MfCp(Tf - Tcw)}{Ub(LMTD)b} \dots (15)$$

$$(LMTD)d = \frac{(Td - Tf) - (To - Tcw)}{\ln \frac{Td - Tf}{To - Tcw}} \dots (16)$$

$$(LMTD)b = \frac{(Tb - Tf) - (To - Tcw)}{\ln \frac{Tb - Tf}{To - Tcw}} \dots (17)$$

El funcionamiento de la compresión mecánica de vapor esta dictado por el consumo específico de energía (kWh/m³) y por el área de transferencia de calor específica.

$$W = \frac{\gamma}{\eta(\gamma - 1)} P_v V_v \left[\left(\frac{P_s}{P_v} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \dots (18)$$

Donde W es el consumo específico de energía, P es la presión, V es el volumen específico, η es la eficiencia del compresor y γ es la eficiencia isoentrópica. P_v es la presión de vapor del vapor formado a T_b y P_s es la presión de vapor del vapor comprimido a T_s.

El área específica es:

$$sA = \frac{Ae + Ad + Ab}{Md} \dots (19)$$

EVAPORACION MULTIPLE EFECTO

La evaporación múltiple efecto (EME) está formada por una secuencia de evaporadores simple efecto, donde el vapor formado por un efecto es usado en el siguiente. El vapor reutilizado en el sistema EME permite la reducción de la temperatura de la salmuera y prevé la liberación de una gran cantidad de energía a los alrededores, lo que era el principal inconveniente de la Evaporación Simple Efecto. El proceso EME es generalmente utilizado en la industria alimenticia, de papel y petroquímica.

El proceso EME puede ser configurado hacia adelante, hacia atrás y en corriente paralela, la principal diferencia de estos procesos es el sentido de la corriente de vapor calentada y de la salmuera en evaporación. Para seleccionar el mejor proceso se toma en cuenta la solubilidad de las sales como función de la temperatura de la salmuera y también de la concentración de la misma. Como ya se sabe, a altas temperaturas o concentraciones de salmuera, la formación de incrustaciones comienza a llevarse a cabo dentro y fuera de la superficie de los tubos resultando en:

- Reducción del área de flujo disponible dentro de los tubos, lo que causa un aumento en la caída de presión y en la energía de bombeo
- Aumento de la resistencia térmica para la transferencia de calor, lo que resulta en un menor flujo de agua producto.

En el proceso de corriente hacia atrás, el agua de mar es introducida al último efecto, el cual tiene la menor temperatura y presión dentro del sistema. La salmuera fluye a través de varios efectos hasta el primero. El aumento en la presión y la temperatura a través de los efectos hace forzoso el uso de bombas entre cada efecto. Esta característica es una de las desventajas en el sistema hacia atrás debido al aumento en la energía de bombeo, el costo de mantenimiento y el aumento en los puntos de fuga de aire a través de las conexiones de las bombas. La segunda desventaja es donde la salmuera con las más altas concentraciones es sometida a las temperaturas más altas del sistema.

La principal característica del proceso EME hacia adelante es la capacidad de operar a elevadas temperaturas de salmuera.

Para el proceso en paralelo, la alimentación del agua de mar es dividida en conjuntos de corrientes paralelas que son alimentadas a efectos individuales. En cada efecto la alimentación de agua de mar es calentada a la temperatura de saturación, antes que la evaporación comience. La principal ventaja es la simplicidad de su configuración en comparación con los otros procesos.

Balances de Materia y Energía. Proceso hacia adelante.

$$Mf = Md + Bn \dots (1)$$

$$XfMf = XnBn \dots (2)$$

Sustituyendo (1) en (2) y eliminando Mf queda:

$$Bn = \frac{Xf}{(Xn - Xf)} Md \dots (3)$$

La carga térmica en todos los efectos se asume constante, por lo tanto:

$$Q1 = Q2 = \dots = Qn \dots (4)$$

$$Q1 = Ms\lambda_s \dots (5)$$

$$Qi = Di\lambda_{vi} \dots (6)$$

Donde:

B_n : Flujo de salmuera

D_i : Flujo de destilado

X_f : concentración de sales en la corriente de alimentación

M_d : flujo total de destilado

X_n : concentración de sales de la salmuera

λ_s : calor latente de vaporización a T_s

λ_{vi} : calor latente de los vapores formados a $(T_i - \Delta T_{loss})$

La carga térmica también se puede escribir de la siguiente manera:

$$Qi = AiUi\Delta Ti \dots (7)$$

Como el área de transferencia de calor y la carga térmica son iguales en todos los efectos, tenemos entonces que:

$$\frac{Q1}{A1} = \frac{Q2}{A2} = \frac{Qn}{An} \dots (8)$$

$$U1\Delta T1 = U2\Delta T2 = Un\Delta Tn \dots (9)$$

La caída total de temperatura a través de los efectos se define como

$$\Delta T = Ts - Tn \dots (10)$$

Donde Ts y Tn son las temperaturas del vapor en cuestión y del vapor en el último efecto, esta caída de temperatura global es igual a la suma de las diferentes caídas de temperatura en cada efecto.

$$\Delta Ti = \frac{\Delta T1 U1}{Ui} \dots (11)$$

$$\Delta T1 = \frac{\Delta Tt}{U1 \sum_{i=1}^n \frac{1}{Ui}} \dots (12)$$

La tendencia de las temperaturas para el primer efecto puede ser calculada de la siguiente forma si se tiene un estimado inicial de las Ui :

$$T1 = Ts - \Delta T1 \dots (13)$$

Para los siguientes efectos:

$$Ti = Ti-1 - \frac{\Delta T1 U1}{Ui} \dots (14)$$

Los flujos del destilado son obtenidos mediante la siguiente ecuación:

$$Md = D1 + D2 + \dots + Di-1 + Dn \dots (15)$$

Para los efectos del 2 a n

$$D_i \lambda_{vi} = D_{i-1} \lambda_{vi-1} \dots (16)$$

$$D_2 = \frac{D_1 \lambda_{v1}}{\lambda_{v2}} \dots (17)$$

$$D_3 = \frac{D_2 \lambda_{v2}}{\lambda_{v3}} \dots (18)$$

Rearreglando las ecuaciones obtenemos una expresión para el flujo de destilado en el primer efecto:

$$D_1 = \frac{Md}{\lambda_{v1} \left(\frac{1}{\lambda_{v1}} + \frac{1}{\lambda_{v2}} + \dots + \frac{1}{\lambda_{vn-1}} + \frac{1}{\lambda_{vn}} \right)} \dots (19)$$

Para los demás efectos:

$$D_2 = \frac{D_1 \lambda_{v1}}{\lambda_{v2}} \dots (20)$$

El flujo de la salmuera se obtiene fácilmente:

$$B_1 = Mf - D_1 \dots (21)$$

$$B_i = B_{i-1} - D_i \dots (22)$$

Para obtener la concentración de sales en los efectos se ocupa la siguiente ecuación:

$$X_1 = \frac{XfMf}{B_1} ; X_i = \frac{X_{i-1}B_{i-1}}{B_i} \dots (23)$$

El área de transferencia de calor en el primer efecto debe de ser calculada para corroborar la suposición básica de que las áreas de transferencia de calor son iguales, mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{D_1 \lambda_{v1}}{U_1(T_s - T_1)} \dots (24)$$

Para el segundo efecto a n, el área se obtiene con:

$$A_i = \frac{D_i \lambda_i}{U_i (T_i - \Delta T_{loss})} \dots (25)$$

Criterio de convergencia

Este criterio está basado en una máxima diferencia entre las áreas de transferencia de calor dada por:

$$\Delta A_{max} = \text{Máx}(A_{i-1} - A_i) \dots (26)$$

Si esta diferencia es mayor a la tolerancia especificada las iteraciones continúan, si el error es mayor que la tolerancia se hace un nuevo estimado de ΔT_i :

$$\Delta T_i = \frac{\Delta T_i A_i}{A_m} \dots (27)$$

Donde A_m se obtiene mediante:

$$A_m = \frac{\sum_{i=1}^n A_i}{n} \dots (28)$$

Para las iteraciones se calcula:

- El perfil de temperaturas T_i del primer efecto hasta el último
- El flujo de destilado en el primer efecto D_1
- El flujo de destilado del segundo efecto hasta el último D_2-D_n
- El flujo de salmuera en el primer efecto B_1
- El flujo de salmuera del segundo hasta el último efecto B_2-B_n
- La concentración de sales en el primer efecto X_1
- La concentración de sales del segundo hasta el último efecto X_2-X_n
- El área de transferencia de calor en cada efecto A_i .

Parámetros de funcionamiento

La razón del funcionamiento PR (por sus siglas en inglés) está definida como el flujo de destilado (Md) la corriente de vapor (Ms):

$$PR = \frac{Md}{Ms} \dots (29)$$

$$Ms = \frac{D1\lambda_{v1}}{\lambda_s} \dots (30)$$

El área de transferencia de calor específica se obtiene:

$$sA = \frac{\sum_{i=1}^n Ai + Ac}{Md} \dots (31)$$

Donde Ai es el área de transferencia de calor de cada efecto y Ac el área de transferencia del condensador que se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$Ac = \frac{Qc}{Uc(LMTD)_c} \dots (32)$$

$$LMTD = \frac{Tf - T_{cw}}{\ln \frac{Tn - T_{cw}}{Tn - Tf}} \dots (33)$$

Donde Tn es la temperatura en el último efecto, T_{cw} es la temperatura de entrada del agua de mar y Tf es la temperatura del agua de mar de salida. La carga térmica del condensador se obtiene mediante la siguiente ecuación

$$Qc = Dn\lambda_{vn} \dots (34)$$

$$Dn\lambda_{vn} = (M_f + M_{cw})Cp(T_f - T_{cw}) \dots (35)$$

El flujo específico de agua de enfriamiento se define como:

$$sM_{cw} = \frac{Md}{M_{cw}} \dots (36)$$

Se debe especificar que Tf es la temperatura del agua de mar de alimentación al precalentador asociado al efecto (n-1).

Balances de Materia y Energía. Proceso en Paralelo

Los efectos son numerados del 1-n de izquierda a derecha (la dirección del flujo de calor). Cada efecto está constituido de un área de transferencia de calor, un espacio para vapor, un eliminador de neblina y otros accesorios. En el sistema de alimentación en paralelo, el vapor fluye de izquierda a derecha, en la dirección de la caída de presión, mientras la corriente de alimentación fluye en dirección perpendicular. Para el sistema paralelo/cruzado la corriente de salmuera que sale del primer efecto fluye hasta el segundo donde se evapora instantáneamente y se mezcla con la corriente de alimentación. Cualquiera de los dos sistemas contiene cierto número de evaporadores, un tren de cajas de evaporación instantánea, un condensador y un sistema de venteo. Ambas configuraciones utilizan los tubos de película horizontal que cae, los cuales se caracterizan por su habilidad para manejar las incrustaciones. Esto se debe mayormente a la alta adherencia y a la eficiente distribución del agua sobre las áreas de transferencia de calor de las boquillas de esparción.

La toma de agua es introducida dentro del bajo condensador, donde absorbe el calor latente del vapor condensado del último efecto. Como resultado, la temperatura del agua de entrada aumenta hasta la temperatura de alimentación. Parte de la toma de agua calentada se regresa al mar, lo que se conoce como el agua de mar enfriada. La función de esta agua de mar es la remoción del exceso del calor añadido al sistema en el primer efecto. El agua de mar de alimentación es químicamente tratada, deaerada y esparcida dentro de los efectos. El agua de mar cae en forma de capa debajo de los tubos arreglados horizontalmente. Dentro de cada efecto, la temperatura de la salmuera es incrementada hasta la temperatura de ebullición correspondiente a la presión de vapor antes de que una porción de vapor de agua sea formada. En el primer efecto, el calor requerido para precalentar y evaporar es proporcionado mediante la condensación controlada de una masa de vapor saturado dentro del haz de

tubos. El vapor es proporcionado al sistema de un calentador externo. La alta calidad de condensado del primer efecto se regresa a dicho calentador.

La temperatura de saturación del vapor formado en cada efecto es menor que la temperatura de ebullición de la salmuera dentro del efecto debido a la elevación del punto de ebullición (BPE). El vapor generado en cada efecto fluye a través de un separador de neblina el cual remueve las gotas de salmuera que pudieran irse en el vapor. La temperatura de saturación del vapor partiendo del separador es menor que la formada debido a la pérdida de presión por fricción en el separador. El vapor que fluye en el separador tiene que ser transportado al segundo efecto. Este transporte involucra una caída de presión y por lo tanto una disminución en la temperatura de saturación. Otra caída de presión y, por consecuencia un decremento en la temperatura de saturación del vapor, está asociada a la condensación del vapor dentro de los tubos de transferencia de calor o en los precalentadores. El calor latente de condensación del vapor es utilizado para una futura evaporación en el segundo efecto.

La temperatura del vapor formado por evaporación instantánea es menor que la temperatura de ebullición debido a la elevación del punto de ebullición (BPE). Las pérdidas de temperatura representan una resistencia extra al flujo de calor entre la corriente condensada y el agua de mar en evaporación.

La cantidad de vapor generado por evaporación en cada efecto es menor que la cantidad generada en el efecto anterior. Esto es debido al incremento en el calor latente de vaporización específico con la disminución en la temperatura efectiva. La cantidad de vapor generado en un evaporador por ebullición es menor que la cantidad de vapor condensado usado para calentar en el siguiente evaporador. La salinidad de la corriente que sale de salmuera de cada efecto está cerca al límite de solubilidad del sulfato de calcio. La salmuera proveniente del último efecto se regresa al mar.

El bajo condensador está provisto de un buen sistema de venteo, primero para purgar durante el arranque y para remover los gases no condensables presentes en el proceso. La presencia de estos gases, mina el proceso de transferencia de calor reduciendo la temperatura a la cual el vapor condensa a una presión dada.

Dos suposiciones son hechas en el análisis, la primera considera que el sistema se encuentra en estado estacionario y la segunda, que el destilado está libre de sales. Las características matemáticas para el modelo son las siguientes:

- Áreas de transferencia de calor constantes e iguales en todos los efectos.
- El área de transferencia de calor en cada evaporador es la suma del calentamiento de la salmuera y el área de evaporación.
- Propiedades físicas variables del agua
- Considerar el efecto de la presencia de gases no condensables en los coeficientes de transferencia de calor en los evaporadores y en el bajo condensador.

Balance Global en el efecto i

$$F_i = D_i + B_i \dots (37)$$

$$X_{F_i} F_i = X_{B_i} B_i \dots (38)$$

Balance de energía en el efecto i

$$D_{i-1} \lambda_{i-1} + d'_{i-1} \lambda'_{i-1} = F_i C_p (T_i - T_f) + D_i \lambda_i \dots (39)$$

El primer término en la ecuación anterior, corresponde al calor añadido al efecto mediante la condensación del vapor generado en el efecto anterior. Esto sólo aplica del segundo efecto al “n”. El segundo término que aplica del efecto 3 al “n” corresponde al calor añadido al efecto mediante la condensación del vapor generado en la caja de destilado asociado con el efecto previo. El tercer término proporciona la cantidad de calor ganado por la corriente de alimentación, la

temperatura incrementa dentro del efecto desde la temperatura del agua de mar hasta la temperatura de ebullición de la salmuera. El último término da la cantidad de calor necesitado para generar el vapor dentro del efecto.

$$T_{vi} = T_i - BPE \dots (40)$$

Donde T_{vi} es la temperatura del vapor en el efecto i .

$$T_{ci} = T_i - BPE_i - \Delta T_p - \Delta T_t - \Delta T_c \dots (41)$$

En la ecuación anterior, la temperatura de condensación T_{ci} es menor que la temperatura de ebullición de la salmuera, T_i , debido a la elevación del punto de ebullición (BPE) y por las pérdidas causadas por la pérdida de presión en el desempañador (ΔT_p), la fricción en la línea de transmisión (ΔT_t) y durante la condensación (ΔT_c).

Flujo de vapor obtenido en las cajas de destilado

$$d'_i = D_{i-1} Cp \frac{(T_{ci-1} - T''_i)}{\lambda'_i} \dots (42)$$

Donde:

$$T''_i = T_{vi} + NEA_i \dots (43)$$

$$NEA = 0.33 \frac{(T_{ci-1} - T'_i)}{T_{vi}} \dots (44)$$

Donde T_i es la temperatura a la cual el destilado acumulado de los efectos anteriores se enfría hasta la entrada de las cámaras de evaporación.

Área de transferencia de calor en el efecto i

$$D_{i-1}\lambda_{i-1} + d'_{i-1}\lambda'_{i-1} = F_i C_p (T_i - T_f) + D_i \lambda_i$$

$$= A_{1i} U_{1i} (LMTD)_i + A_{2i} U_{2i} (T_{vi} - T_i) \quad (45)$$

$$(LMTD)_i = \frac{(T_i - T_f)}{\ln \frac{(T_{vi} - T_f)}{(T_{vi} - T_i)}} \dots \dots (46)$$

Donde A_{1i} es el área de transferencia de calor para la salmuera en calentamiento y A_{2i} para la evaporación, U_{1i} y U_{2i} son los coeficientes globales de transferencia de calor.

Balance de energía y área de transferencia de calor en el condensador

$$(d'_n + D_n)\lambda_n = (M_{cw} + M_f)C_p(T_f - T_{cw}) \dots \dots (47)$$

$$(d'_n + D_n)\lambda_n = U_c A_c (LMTD)_c \dots \dots (48)$$

$$(LMTD)_c = \frac{(T_f - T_{cw})}{\ln \frac{(T_{vn} - T_{cw})}{(T_{vn} - T_f)}} \dots \dots (49)$$

Evaporación Múltiple Etapa.

En la evaporación múltiple etapa, la formación del vapor se lleva a cabo dentro del seno del líquido en lugar de la superficie caliente de los tubos. La salmuera caliente fluye libremente y se evapora en una serie de cámaras. Esta característica mantiene la salmuera caliente y concentrada dentro o fuera de los tubos. Las etapas de evaporación están divididas entre la zona de recuperación del calor y la zona de rechazo de calor. El sistema es impulsado por vapor en calentamiento, el cual incrementa la temperatura de la salmuera reciclada o la corriente de alimentación a un valor deseado en el calentador de salmuera. La salmuera caliente se evapora en las etapas consecutivas, donde la salmuera reciclada o el agua de alimentación, que fluye dentro de los tubos del condensador, recupera el calor latente del vapor formado. En la zona de rechazo de calor del sistema de recirculación de la salmuera, el exceso de calor añadido al sistema por el vapor calentado es enviado al ambiente mediante la corriente de enfriamiento de agua de mar. En la EME, los tubos tienen arreglo atravesado o a lo largo del sistema. La configuración atravesada es la del sistema original y las unidades tienen una capacidad de producción de 27,276-32,731 m³/d. en esta configuración los tubos son alineados a lo ancho de las cámaras de evaporación y son conectados mediante cajas externas de agua.

El arreglo de los tubos a lo largo está orientado hacia una mayor producción de agua hasta de 57,734 m³/d. En este sistema, un solo haz de tubos abarca toda la longitud de un limitado número de etapas de evaporación. Lo que elimina las cajas de agua que se ocupan en el sistema cruzado y permite que el flujo de agua se incremente, reduciendo así el ancho de la cámara requerido.

La construcción de los sistemas EME es sencilla y contiene un pequeño número de conexiones de tuberías, lo que limita los problemas de fugas y filtraciones y simplifica los trabajos de mantenimiento. Por lo que se cree que el proceso EME permanecerá como los principales procesos de desalación de agua de mar, entre otras cosas por lo siguiente:

- el producto es un elemento estratégico que sustenta la vida
- amplia experiencia en la operación y construcción
- proceso alta fiabilidad
- para las nuevas tecnologías se tiene poca experiencia, insuficientes bases de datos, y riesgos desconocidos.

Para los sistemas tradicionales de EME con capacidades de alrededor de 27,000-32,000 m³/d la etapa de evaporación tiene unas dimensiones de 18x4x3 m de ancho, alto y largo. Cada etapa contiene lo siguiente:

- Un gran estanque de salmuera con un ancho y largo similar al de la etapa y con una profundidad de 0.2-0.5 metros.
- Un dispositivo de transferencia de salmuera entre las etapas para sellar el espacio de vapor entre las etapas y para aumentar la turbulencia y el mezclado de la corriente interna de salmuera. Este dispositivo controla la formación de burbujas de vapor, su crecimiento y su liberación.
- La función del desempañador es remover las gotas del vapor recién formado.
- El calor latente de condensación liberado resulta en el calentamiento de la corriente de salmuera reciclada que fluye dentro de los tubos. Esta recuperación de energía es esencial para mantener el alto funcionamiento del sistema.
- Se tiene una bandeja que colecta el producto destilado a través de cada etapa.
- Dos cajas de agua en los extremos del haz de tubos para mover la salmuera reciclada entre las etapas adyacentes.
- Conexiones para el sistema de venteo, el cual remueve los gases no condensables como el oxígeno, nitrógeno y bióxido de carbono.
- Instrumentos, termopares, sensores de nivel y medidor de conductividad colocados en la primera y última etapa.

El sistema EME opera en un rango de temperaturas entre 110-130°C. Esto implica que la mayoría de las etapas opera a una temperatura inferior a 100°C o a condiciones de vacío. Por lo que todas las etapas están diseñadas para operar al vacío absoluto. El fondo de las etapas está expuesto a la presión hidrostática del estanque de la salmuera, por lo que el sistema está diseñado para resistir a presiones máximas de 2 bar.

Las paredes, techos y particiones de las etapas son construidos de acero al carbón con acero inoxidable o con resina epóxica. El recubrimiento de acero inoxidable es utilizado en lugares donde existe mayor corrosión y erosión. Todas las etapas están reforzadas con una estructura de acero inoxidable y con aislantes para minimizar las pérdidas de calor.

Los tubos del condensador son utilizados para recuperar y rechazar calor en el proceso EME. El calor se recupera de la condensación del vapor recién formado de la corriente de salmuera reciclada que fluye dentro de los tubos. Esta recuperación es esencial para la obtención de una razón térmica de funcionamiento alta. La alimentación y el agua de enfriamiento son calentadas mediante la absorción del calor latente de condensación del vapor recién formado. La corriente de alimentación es calentada a una temperatura igual a la temperatura de la salmuera en la última etapa. Esto es necesario para prevenir un choque térmico debido a la mezcla de la corriente de alimentación calentada y el estanque de salmuera de la última etapa. Un choque térmico podría resultar en la precipitación del bicarbonato de calcio y el carbonato de calcio. Esta precipitación también está asociada a la liberación de dióxido de carbono que promueve las reacciones de corrosión e incrementa la carga en los eyectores al vacío.

Si el área de transferencia de calor es más pequeña que la carga térmica del vapor condensado, la presión de la etapa aumentará debido a la acumulación de los gases no condensables. Este incremento en la presión reduce la cantidad de vapor evaporado. Eventualmente, el sistema alcanzará nuevamente un estado estacionario con menores flujos de

evaporación y de destilado producto. También, la temperatura de entrada de la salmuera reciclada que entra al calentador será más pequeña, lo que resultará en el aumento de la cantidad de vapor de calentamiento requerida y reduce el radio de funcionamiento del sistema. Aunque inicialmente el sistema provee suficiente transferencia de calor dentro de las etapas, una mala operación y el incremento de ensuciamiento reducen el coeficiente de transferencia.

La selección del material de los tubos depende de las temperaturas a las cuales operan las etapas. Para esto, Cu/Ni 70/30 se utiliza cuando la temperatura de la etapa es superior a 80°C. Por el otro lado, para etapas con menor temperatura se puede utilizar Cu/Ni 90/10, latón de aluminio, aleaciones de acero y titanio. El titanio provee una alta resistencia a la erosión y el menor espesor de pared. Aunque es más caro que las aleaciones de cobre, éste no se disuelve en el agua.

El primer arreglo de tubos en el sistema EME es el arreglo a lo largo. El límite de longitud está impuesto por las compañías que manufacturan los tubos y se le asocia problemas de transportación y manejo. Las características de la configuración a lo largo incluyen lo siguiente:

- El ensuciamiento, el bloqueo y la incrustación del tubo tienen un fuerte impacto en el funcionamiento del sistema, la pérdida de un tubo implica la disminución de la transferencia de calor en 8-10 etapas.

- En el mantenimiento y limpieza, la remoción de los tubos no es sencilla. También el mantenimiento convencional requiere de equipos especiales.

- La expansión de los tubos largos requiere una consideración especial en el diseño de la etapa.

- Las fugas de vapor entre las etapas es un problema serio que requiere una consideración especial en los procesos de diseño, instalación, mantenimiento y limpieza.

La segunda configuración es el arreglo cruzado, donde los tubos son acomodados en dirección perpendicular al flujo de salmuera. Esta configuración es común y se encuentra en la mayoría de las plantas de EME. Como esta adecuación se encuentra muy bien estudiada, se requiere menos experiencia en cuanto a la construcción y mantenimiento. La principal desventaja de este es la necesidad de los estanques de salmuera entre las etapas lo que incrementa el costo, la caída de presión y la energía de bombeo.

El sistema incluye tres secciones principales: la zona de calentamiento de la salmuera, la zona de recuperación de calor y la zona de rechazo de calor. El número de etapas en la sección de recuperación del calor es mayor que en la zona de rechazo de calor. El calentador de la salmuera lleva el proceso de evaporación a través del calentamiento de la salmuera reciclada hasta la temperatura máxima. La evaporación ocurre en cada etapa, donde una pequeña cantidad del agua producto es generada y acumulada a través de las etapas en las dos secciones. La formación del vapor resulta de la disminución de la temperatura de saturación de la salmuera, por lo que, la temperatura de las etapas disminuye desde el lado caliente hasta el lado frío de la planta. Esto permite que la salmuera fluya a través de las etapas sin la ayuda de energía de bombeo. El vapor se condensa en los tubos del condensador. El calor latente de condensación liberado por el vapor es utilizado para precalentar la salmuera reciclada. Del lado frío de la planta, la alimentación y la corriente de enfriamiento son introducidas a los tubos del condensador de la última etapa en la sección de rechazo de calor. El rechazo de la salmuera es necesario para controlar la concentración de las sales.

Se utilizan unidades adicionales en la planta, como lo son las unidades de pretratamiento de la corriente de alimentación. El tratamiento de la toma de agua es mediante filtrado. El tratamiento de la corriente de

alimentación es más amplio donde se incluye adición de antiincrustantes e inhibidores de suciedad.

Balances de Materia y Energía

El balance global de masa y sales es:

$$Mf = Mb + Md \dots (50)$$

$$XfMf = XbMb \dots (51)$$

En la ecuación (2) se considera que la concentración de sal, X_d , en el vapor formado es cero. Los balances de energía del calentador y del condensador están dados por las siguientes ecuaciones.

$$Ms\lambda_s = MfCp(T^\circ - T1) \dots (52)$$

$$Md\lambda_v = (M_{cw} + Mf)Cp (T1 - T_{cw}) = MfCp(T^\circ - T_b) \dots (53)$$

Para el calentador de la salmuera las ecuaciones quedan:

$$Ms\lambda_s = U_h A_h (LMTD)_h \dots (54)$$

Donde:

$$(LMTD)_h = \frac{(T^\circ - T1)}{\ln \frac{(T_s - T1)}{(T_s - T^\circ)}} \dots (55)$$

Y para el condensador

$$Md\lambda_d = U_c A_c (LMTD)_c \dots (56)$$

$$(LMTD)_c = \frac{(T1 - T_{cw})}{\ln \frac{(T_v - T_{cw})}{(T_v - T1)}} \dots (57)$$

En todas las ecuaciones anteriores, A es el área de transferencia de calor, Cp es la constante de calor específico a presión constante, M es el flujo másico, T es la temperatura, X es la salinidad del agua de mar y de la salmuera, λ es el calor latente de evaporación, y los subíndices 1, b, c, cw, d, h, s y v se refieren al número de la etapa, salmuera, condensador, toma de agua, destilado, calentador de salmuera, al vapor y al vapor formado.

La razón de funcionamiento (PR), que es el agua producto por unidad de masa de vapor calentado, es obtenido mediante la división de las ecuaciones (3) y (4)

$$PR = \frac{Md}{Ms} = \frac{MfCp(T^\circ - Tb)\lambda_s}{MfCp(T^\circ - T1)\lambda_v} = \frac{(T^\circ - Tb)\lambda_s}{(T^\circ - T1)\lambda_v} \dots (58)$$

La caída de presión de la etapa es igual a la diferencia de (T°-T₁). Este término es igual a la suma de la caída de temperatura de la etapa (ΔT_{st}), la diferencia terminal de temperatura (TTDc) y las pérdidas de temperatura (ΔT_{loss}).

$$(T^\circ - T1) = \Delta T_{st} + TTDc + \Delta T_{loss} \dots (59)$$

Las pérdidas térmicas son la diferencia de temperatura de la salmuera en la etapa saliente, Tb y la temperatura de condensación del vapor, Tv. Estas pérdidas son causadas por la elevación del punto de ebullición y a la caída de temperatura correspondiente a la caída de presión en el desempañador y durante la condensación. La diferencia terminal de la temperatura es igual a la diferencia de temperaturas entre el vapor condensado, Tv y el agua de mar que sale del condensador T1.

Ósmosis Inversa

Las membranas se encuentran muy ligadas a los seres vivos, por ejemplo, la piel en los mamíferos es un ejemplo de membrana muy eficiente y altamente selectiva que controla la liberación del sudor para enfriar el cuerpo. Los pulmones también son un buen ejemplo de membranas efectivas, donde pequeñas células dentro de los pulmones permiten el paso del oxígeno del aire inhalado y liberan dióxido de carbono a la misma corriente. También, las membranas de los riñones regulan el agua, los iones salinos, proteínas y otros nutrientes dentro del cuerpo. Los riñones son extremadamente eficientes de tal forma que un cuerpo sano puede sobrevivir con un cuarto de ambos riñones ⁽²⁾.

El uso de membranas artificiales es relativamente nuevo, en 1823 Dutrochet dio una correcta explicación de ósmosis (paso de una disolución, a través de una membrana, de una baja concentración a una disolución de alta concentración) y de diálisis (paso de la disolución de alta concentración a través de la membrana a una disolución de baja concentración).

En 1959, Reid y Breton en la Universidad de Florida desarrollaron membranas de ósmosis inversa de acetato de celulosa y en 1963 Loeb y Sourirajan de la Universidad de California desarrollaron la primera membrana asimétrica de acetato de celulosa, con alto rechazo de sales y de flujo de agua.

Un buen número de procesos desaladores basados en membranas son utilizados a escala industrial, como lo son la ósmosis inversa, nanofiltración, microfiltración y ultrafiltración.

Proceso	Tamaño de partícula
Microfiltración	0.15µm-0.15µm
Ultrafiltración	0.15µm-5x10 ⁻² µm
Nanofiltración	5x10 ⁻² µm-5x10 ⁻³ µm
ósmosis inversa	5x10 ⁻³ µm-5x10 ⁻⁴ µm

Los mecanismos de separación tienen una diferencia inherente a cada uno, es decir, en la filtración, la separación es realizada por un mecanismo de tamizado, donde la membrana pasa pequeñas partículas y retiene a las más grandes. En la ósmosis inversa, la membrana permea sólo la disolución y retiene el soluto. La microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración se utilizan para separar material suspendido. La osmosis inversa es utilizada para separar sólidos disueltos. La nanofiltración se utiliza para el ablandamiento parcial del agua salobre.

En la ósmosis inversa, la dirección del flujo de la disolución es determinada por su potencial químico, el cual es una función de la presión, temperatura y concentración de los sólidos disueltos. El agua pura en contacto con ambos lados de una membrana semipermeable ideal a igual presión y temperatura carece de un flujo neto a través de la membrana porque el potencial químico es igual en ambos lados. Si una sal soluble es añadida en un lado, el potencial químico de esta sal en solución es reducido. En este momento ocurrirá que el flujo de agua pura se trasladará hasta el otro lado de la membrana a la solución salina hasta que se dé nuevamente el equilibrio del potencial químico. El equilibrio ocurre cuando la presión hidrostática diferencial, resultado de los cambios de volumen en ambos lados, es igual a la presión osmótica. Esta es una solución propiamente independiente de la membrana. La aplicación de una presión externa al lado de la solución salina igual a la presión osmótica también causará el equilibrio. Una presión adicional aumentará el potencial químico del agua en la solución salina y causará un flujo de la disolución del lado del agua pura, porque ahora tiene un potencial químico más bajo.

Parámetros de funcionamiento

El proceso de ósmosis inversa se define en términos de ciertas variables, entre las que se incluyen:

- Presión osmótica y de operación
- Rechazo de sal
- Recuperación de permeado

Las compañías que manufacturan las membranas definen las especificaciones del sistema en términos de la calidad de la corriente de alimentación, lo que incluye la salinidad y la temperatura.

La presión osmótica puede ser determinada experimentalmente mediante la medición de la concentración de las sales disueltas en la solución:

$$\Pi = RT \sum X_i \dots (60)$$

Donde:

π = Presión osmótica (kPa)

T= Temperatura (K)

R= Constante universal de los gases (8.314 kPa m³/kgmol K)

$\sum X_i$ = Concentración de todos los constituyentes en una solución (kgmol/m³)

Se puede aproximar para π que 1000 ppm de TDS (Sólidos Disueltos Totales) equivale a 75.84 kPa de presión osmótica.

La presión de operación es ajustada para superar los efectos negativos de la presión osmótica, las pérdidas por fricción, la resistencia de la membrana y la presión del permeado.

Si la presión de operación se fija a la suma de las resistencias arriba mencionadas el flujo neto a través de la membrana podría ser mínimo o igual a cero; por lo que se debe fijar la presión de operación a un valor mayor para así mantener el flujo económico de permeado.

La sal de rechazo se define:

$$SR = 100\% \left(1 - \frac{Xp}{Xf} \right) \dots (61)$$

Por ejemplo, una corriente de alimentación de agua de mar con 42,000 ppm y un permeado con una salinidad de 150 ppm da un porcentaje de paso de sal de 99.64%. Para un agua salobre con 5000 ppm y una salinidad de permeado de 150 da un porcentaje de paso de sal de 97%. Ambos casos indican la dramática diferencia entre las membranas de desalación del agua de mar y la salmuera. La tecnología actual de las membranas provee un rechazo de sal con valores superiores al 99% tanto para el agua de mar como para la salmuera.

La recuperación del permeado es otro parámetro importante, el cual se define:

$$R = 100\% \left(\frac{Mp}{Mf} \right) \dots (62)$$

Donde R es la velocidad de recuperación (%), Mp es flujo de permeado y Mf es el flujo de alimentación. La velocidad de recuperación afecta el paso de la sal y el flujo del producto. A manera de que la velocidad de recuperación aumenta, la concentración del lado de la alimentación de la salmuera también lo hace, lo cual causa un incremento en el flujo de sal a través de la membrana. También una mayor concentración de sal en la solución de alimentación de la salmuera incrementa la presión osmótica, reduciendo las diferencias de presión y consecuentemente reduciendo el flujo de agua producto.

Las características de las membranas incluyen lo siguiente:

- Las membranas están formadas por una pequeña capa de material polimérico de varios miles de Angstroms de espesor fundidos en un material polimérico poroso.
- Las membranas comerciales tienen alta permeabilidad de agua y un alto grado de semipermeabilidad.
- La membrana debe permanecer estable en un rango de pH y temperatura y tener buena integridad mecánica.
- La vida útil de la membrana varía entre 3-5 años, esto depende de la calidad del agua de alimentación, las condiciones de pretratamiento y la estabilidad en la operación del sistema.
- La mayoría de las membranas comerciales para la ósmosis inversa incluyen las de acetato de celulosa y de poliamidas.

Las membranas de acetato de celulosa tienen una estructura asimétrica con una densa capa superficial de cerca de 1000-2000 Å (0.1-0.2 micras) responsable del rechazo de la sal. El resto de la capa de la membrana es esponjosa y porosa y tiene una mayor permeabilidad de agua. El flujo de agua de una membrana de acetato de celulosa puede ser controlada mediante la variación en la temperatura.

Las membranas de poliamida están formadas de dos capas, la primera es un soporte poroso de polisulfonatos y la segunda es una capa semi-permeable de amina y grupos funcionales como los ácidos carboxílicos.

Las membranas de poliamidas son estables en un rango de pH más amplio que las membranas de acetato de celulosa. Sin embargo, las membranas de poliamida son susceptibles a la oxidación por el cloro libre, mientras las membranas de acetato de celulosa pueden tolerar niveles de exposición al cloro ya que la superficie de las membranas de acetato de

celulosa, a diferencia de las membranas de poliamida, son lisas y tienen una pequeña carga sobre la superficie. Debido a la superficie neutral y a la tolerancia al cloro, las membranas de acetato de celulosa tienen un funcionamiento más estable que las membranas de poliamida en aplicaciones donde la corriente de alimentación tiene un alto potencial al ensuciamiento, tal como los efluentes municipales.

Las configuraciones de las membranas más utilizadas para la ósmosis inversa son las de fibra hueca y en forma de espiral.

El sistema de Osmosis inversa consta de los siguientes componentes básicos:

- Unidad de abastecimiento de agua
- Sistema de pretratamiento
- Unidad de bombeo de alta presión
- Unidad de ensamble de membranas
- Sistema de control e instrumentación
- Unidad de tratamiento del permeado y de almacenamiento
- Unidad de limpieza

Las características del sistema son las siguientes:

Las partículas grandes son removidas del agua de alimentación usando filtros, los cuales son utilizados para detener y remover las partículas de arena que pueden ser bombeadas desde el pozo.

Es una práctica común desinfectar la superficie del agua de alimentación para así controlar la actividad biológica. La actividad biológica en el pozo es poca, y en la mayoría de los casos, el agua de pozo no requiere de cloración. En algunos casos, la cloración es utilizada para oxidar el hierro y el manganeso del agua del pozo antes de la filtración. El agua de pozo que contenga sulfuro de hidrógeno no debe de ser clorada o expuesta al aire. En presencia de un oxidante, el ion sulfuro puede oxidarse a azufre elemental, el cual eventualmente ensuciará la membrana.

El asentamiento del agua en la superficie de un tanque resulta en una reducción de las partículas suspendidas. La adición de floculantes, como las sales de hierro o aluminio forman los hidróxidos correspondientes, los cuales neutralizan las cargas superficiales de las partículas coloidales, agregados, y adsorben a las partículas flotantes antes de que se asienten en la parte más baja del clarificador. Para aumentar la fuerza y el tamaño del flóculo, un polímero orgánico de gran cadena puede ser añadido al agua para unir las partículas del flóculo. El uso de la cal resulta en un aumento de pH y en la formación de del carbonato de calcio y del hidróxido de magnesio.

La superficie del agua usualmente necesita desinfección para controlar la actividad biológica y remover las partículas suspendidas mediante la filtración. La eficiencia del proceso de filtración puede ser mejorada mediante floculantes y polímeros orgánicos.

Los filtros de cartucho, generalmente usados antes de la bomba de alta presión, sirven como barrea final para el agua. El radio nominal más usado está entre 5-15 micras.

Recientemente se han introducido nuevos equipos de pretratamiento. Los cuales consisten en una microfiltración capilar con retrolavado y módulos de ultrafiltración. Este equipo puede operar a altas velocidades de recuperación y a baja presión. Sin embargo sus costos aún son elevados para una unidad de OI.

Modelo y variables del sistema

El proceso de ósmosis inversa se define mediante las siguientes variables:

- Presión osmótica
- Transporte de agua
- Transporte de sales
- Paso de sal
- Rechazo de sal
- Recuperación de permeado

■ Polarización de la concentración

Las siguientes secciones incluyen las ecuaciones y términos del modelo simple de ósmosis inversa, en donde se toman las siguientes consideraciones:

- El sistema opera en estado estacionario e isotérmicamente
- Los coeficientes de permeabilidad de varios iones de sales que se encuentran en el agua de mar son independientes de la temperatura y la concentración.
- Los coeficientes son similares entre los iones
- El flujo de las sales a través de las membranas es despreciable en comparación con la velocidad del flujo de permeado.
- Existe una mezcla completa dentro del compartimiento del permeado
- La concentración de las sales dentro del compartimiento de alimentación varía linealmente a lo largo de toda el área de la membrana.

Balances de materia del permeado y de la sal.

Los balances del permeador y de las sales se dan mediante las siguientes relaciones:

$$M_f = M_p + M_b \dots (63)$$

$$X_f M_f = X_p M_p + X_b M_b \dots (64)$$

Donde:

M_f = flujo de alimentación [kg/s]

M_p = flujo del permeado [kg/s]

M_b = flujo de la salmuera [kg/s]

X_f = salinidad de la alimentación [kg/m³]

X_p = salinidad del permeado [kg/m³]

X_b = salinidad de la salmuera [kg/m^3]

Transporte de agua

La siguiente relación define la velocidad del paso del agua a través de la membrana semipermeable.

$$M_p = (\Delta P - \Delta \pi) K_w A \dots (65)$$

Donde:

M_p = es la velocidad del flujo de agua a través de la membrana [m^3/s]

$\Delta \pi$ = La presión osmótica diferencial a través de la membrana [kPa]

K_w = es el coeficiente de permeabilidad [$\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ s kPa}$]

A = es el área de la membrana [m^2]

ΔP y $\Delta \pi$ representan la diferencia de presión total osmótica e hidráulica a través de la membrana:

$$\Delta P = \bar{P} - p_p \dots (66)$$

$$\Delta \pi = \bar{\pi} - \pi_p \dots (67)$$

Donde:

p_p y π_p son la presión hidráulica y osmótica del permeado y \bar{P} y $\bar{\pi}$ son la presión hidráulica y osmótica promedio del lado de la alimentación, dadas por las siguientes ecuaciones:

$$\bar{P} = 0.5 (P_f + P_b) \dots (68)$$

$$\bar{\pi} = 0.5 (\pi_f - \pi_b) \dots (69)$$

P_f y π_f son la presión hidráulica y osmótica del lado de la corriente de alimentación. Mientras que P_b y π_b son la presión hidráulica y osmótica de la corriente de rechazo.

Transporte de sales

El flujo de sales a través de la membrana está dada por:

$$M_s = (\bar{X} - X_p)K_s A \dots (70)$$

Donde

X_p = la concentración total de sólidos disueltos en el permeado [kg/m³]

X_f y X_b = concentración de la corriente de alimentación y la de rechazo respectivamente.

$$\bar{X} = \frac{(M_f X_f + M_b X_b)}{(M_f + M_b)} \dots (71)$$

$$X_p = \frac{M_s}{M_d} \dots (72)$$

Donde:

M_s = flujo en aumento de sales a través de la membrana

M_d = flujo en descenso a través de la membrana

El hecho de que el agua y el agua salobre tengan diferentes velocidades de transferencia de masa a través de una membrana crea el fenómeno conocido como rechazo de sales. Ninguna membrana es ideal en el sentido en que rechaza toda la sal, aunque las diferentes velocidades de transporte creen un rechazo aparente.

Capítulo III.

Problemas operativos

Incrustación

La incrustación es el depósito de minerales sólidos que se forma en la superficie del equipo industrial. Su importancia en la desalación de agua de mar es de particular importancia ya que se presenta en la mayoría de los procesos actuales para desalar el agua, por ejemplo, en la destilación la incrustación se puede formar en la superficie de los tubos del evaporador y para los procesos de membrana en la superficie de la misma actuando como tamices iónicos.

La presencia de la incrustación conduce a problemas operativos y a la pérdida de eficiencia. En el caso de la destilación, la incrustación reduce la velocidad de la transferencia de calor en las superficies afectadas. En la ósmosis inversa la incrustación bloquea la membrana, incrementa la resistencia eléctrica o hidráulica y el consumo de energía. Por lo que la prevención de la incrustación forma parte del diseño, operación y costo de estos procesos. El propósito del pretratamiento es remover o por lo menos reducir la concentración de los iones que forman la incrustación.

Los componentes de la incrustación provienen del agua de mar sin tratamiento alguno (cruda), excepto cuando la corrosión se lleva a cabo simultáneamente con el depósito de la incrustación, siendo los productos de la corrosión parte del mismo sarro. La composición del sarro depende de la composición del agua cruda y de las condiciones de operación. Para el proceso de desalación, los compuestos principales del sarro son los siguientes: óxido de magnesio, carbonato de calcio y sulfato de calcio. Estos compuestos se encuentran en diferentes formas sólidas, puros o en mezclas. La formación de estas incrustaciones ocurre cuando los límites de solubilidad se sobrepasan. Las sales de calcio y magnesio son formadoras de lo que llamamos “agua dura”.

Límites de solubilidad.

La solubilidad de las sales en el agua de mar o en la salmuera tiene límites ampliamente diferentes. Tanto la solubilidad del cloruro de magnesio como de la sal común incrementan con el aumento en la temperatura, lo que sería un comportamiento normal, sin embargo, un comportamiento opuesto es muy común, así, la solubilidad del sulfato de calcio disminuye con el aumento de la temperatura a más de 38°C. La solubilidad del cloruro de sodio aumenta muy poco con el aumento de temperatura.

La presencia de otras sales generalmente ejerce una gran influencia en la solubilidad. Por ejemplo, el sulfato de calcio y el carbonato de calcio son más solubles en soluciones concentradas de cloruro de sodio que en agua pura, pero el cloruro de magnesio es menos soluble. La presencia del cloruro de magnesio incrementa la solubilidad del sulfato de calcio. Cuando se determinan los límites de solubilidad es necesario prevenir la presencia de todas las sales disueltas.

Cuando el agua pura es separada del agua de mar, la concentración de las sales se acumula y eventualmente alcanza la saturación con respecto a una o más. En adición, cuando el agua cruda es saturada con una sal con una curva de solubilidad invertida, por ejemplo, el sulfato de calcio, y se calienta, los límites de solubilidad son eventualmente excedidos, aún sin la ebullición del agua, porque la solubilidad de esas sales a altas temperaturas es menor que a temperatura ambiente. En ambos casos, se obtienen soluciones supersaturadas (soluciones que contienen más sal que su límite de solubilidad). Es importante, que aunque las soluciones supersaturadas son inestables, las sales sólidas no se depositan inmediatamente. Tan pronto como estas soluciones son puestas en contacto con su respectivo cristal, todos los sólidos disueltos que contiene la solución precipitan. Se ha encontrado, que no sólo los cristales de las sales en soluciones supersaturadas sino también otros sólidos pueden actuar como centros de cristalización.

Se sabe que en la superficie de los tubos calientes la solubilidad de los minerales presentes es menor que en el seno de la solución. Por lo que la supersaturación es alcanzada ahí e inmediatamente después sigue la deposición del sólido. Actualmente se sabe que la supersaturación sólo es un prerequisite para el depósito de la incrustación. Aunque la solución esté altamente saturada, no ocurrirá la formación de sólido si no están presentes los centros de nucleación. Si estos centros se encuentran presentes en la superficie caliente, ocurrirá la deposición del sarro, pero si están en otra región, la deposición ocurrirá en ese lugar.

Para atacar el problema del sarro de un agua cruda se necesitan conocer las condiciones de temperatura y de concentración del agua a las cuales es inestable. El problema de incrustaciones se puede prevenir diseñando procesos en los cuales no se alteren las condiciones de estabilidad del agua de mar o bien mediante el control del grado de saturación para que la deposición de sólidos ocurra solamente después de que el agua ha salido de la unidad.

En el caso de una unidad de destilación, el agua fluye a través de los tubos calentados por el vapor. El sarro se formará dentro de los tubos. Si los tubos fueran calentados con flama directa, el peligro de incrustación sería mayor porque las curvas de solubilidad invertida serían muy grandes y como consecuencia los materiales incrustantes se depositarían rápidamente en los tubos calientes. Además las altas temperaturas convertirían la incrustación en una plasta la cual es muy difícil de remover. Esto no ocurre en un calentador de vapor porque en él el vapor es generado a partir de agua suave, libre de sales. El condensado regresa al calentador y es usado nuevamente para la generación de vapor, por lo que no existe probabilidad alguna de que se formen incrustaciones dentro del calentador.

A continuación, se describen las características principales de las sales que actúan principalmente en el proceso de incrustación.

Sulfato de calcio

La solubilidad del sulfato de calcio está determinada por el producto de las concentraciones molares de los iones sulfato y calcio, C_{ca} y C_{so_4} , respectivamente. Estas dos concentraciones no son necesariamente iguales. De inicio, el agua de mar contiene además de sulfato de calcio, sulfato de magnesio y la concentración molar del sulfato es casi tres veces mayor que la del calcio. El producto C_{ca} y C_{so_4} es llamado *producto iónico* del sulfato de calcio en las soluciones respectivas. De manera en que el agua pura es removida de la solución, las concentraciones de los iones y del producto iónico aumentan.

Por definición, una solución saturada de sulfato de calcio (anhidrita) tiene el valor más alto posible del producto iónico en una solución estable dada. Este valor máximo es el producto de solubilidad, el cual no es del todo independiente de las concentraciones de otros iones presentes en el agua de mar, por ejemplo, el sodio, magnesio y cloruro por lo que cambia con el grado de concentración. El sulfato de calcio también puede aparecer como sulfato de calcio sólido (hemihidrato) $CaSO_4 \cdot \frac{1}{2} H_2O$, en el cual dos moléculas de sulfato de calcio comparten una molécula de agua. El hemihidrato es más soluble que la anhidrita. Las soluciones supersaturadas del hemihidrato tienen un tiempo de vida más corto ya que el hemihidrato sólido comienza a precipitarse de ellas.

En la siguiente figura, se localizan las áreas importantes donde se produce la formación de incrustaciones, siendo estas de gran importancia para la desalación de agua de mar. (Fig. 3.1)

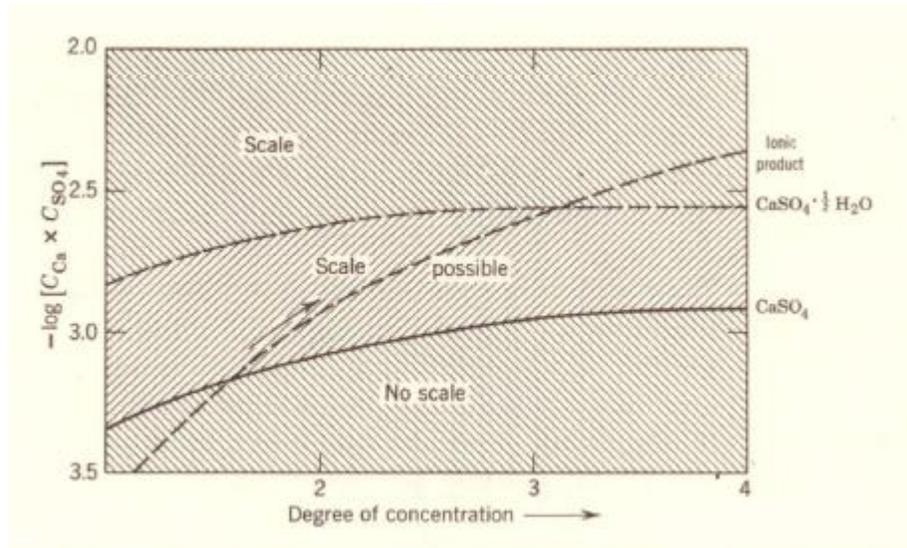


Fig. 3.1 Probabilidad de incrustación

En este proceso, el producto iónico sigue la línea punteada (----) en dirección de la flecha. Después de que el agua de mar es concentrada cerca de dos tercios de su volumen original (grado de concentración 1.5), el producto iónico iguala el producto de solubilidad de la anhidrita. En seguida de una nueva evaporación, la precipitación del último puede ocurrir, pero es seguro continuar con el proceso, siempre y cuando no haya indicios de semillas que puedan inducir la cristalización. Sólo cuando cerca de dos tercios de agua hayan sido evaporados (grado de concentración 3.0) y el producto iónico comience a exceder el producto de solubilidad del hemihidrato existe el riesgo de que la deposición de incrustación sea seria. Se recomienda descartar la salmuera cuando alcanza esta concentración.

A otras temperaturas, la estabilidad se describe por diagramas similares con valores numéricos diferentes para los productos de solubilidad.

Hidróxido de magnesio

La estabilidad de las aguas salinas con respecto a la incrustación del sulfato de calcio es casi independiente de la acidez del agua, pero para el hidróxido de magnesio y para el carbonato de calcio ocurre lo contrario. Los últimos dos tipos de incrustación son depositados de aguas neutrales o de aguas alcalinas. Pueden ser fácilmente disueltos por ácidos, mientras el sulfato de calcio no puede.

El conocimiento de la solubilidad del hidróxido de magnesio es mucho menos exacto que el sulfato de calcio. El producto de solubilidad del hidróxido de magnesio, $C_{Mg} \cdot (C_{OH})^2$, a 25°C, es del orden de 10^{-11} moles³litro⁻³. En otras palabras, cuando el producto del cuadrado de la concentración de ion hidróxido y del ion magnesio excede este valor, la precipitación del hidróxido de magnesio ocurre.

Por ejemplo, para un agua de mar promedio:

$$C_{Mg} = 0.054 \text{ mol/l}$$

$$C_{OH} = 10^{-6} \text{ mol/l}$$

$$C_{Mg} \cdot (C_{OH})^2 = 5.4 \times 10^{-14}$$

Este valor es menor al producto de solubilidad. Por consiguiente, el agua de mar no se encuentra saturada con hidróxido de magnesio a 25°C; sin embargo, la disociación de agua en iones hidrógeno e hidróxido incrementa rápidamente con el aumento de la temperatura. Cuando el agua de mar es evaporada a temperaturas superiores a 70°C, se alcanza el punto donde el producto iónico excede el producto de solubilidad del hidróxido de magnesio llevándose a cabo el depósito de la sal. La posición del límite de solubilidad depende del pH del agua de mar. Cualquier punto a la izquierda de la línea respectiva representa las soluciones estables con respecto a la deposición del hidróxido de magnesio, al a derecha las soluciones supersaturadas. De inicio, el punto P1 representa el agua de mar a un pH=8.1 y una concentración de magnesio de 1300 ppm. Se observa, que el agua a esta composición es inestable a 100°C. Por lo tanto, la incrustación de hidróxido

de magnesio esta predispuesta a depositarse si el agua es calentada a 100°C aún sin llevarse a cabo la evaporación (Fig 3.2)

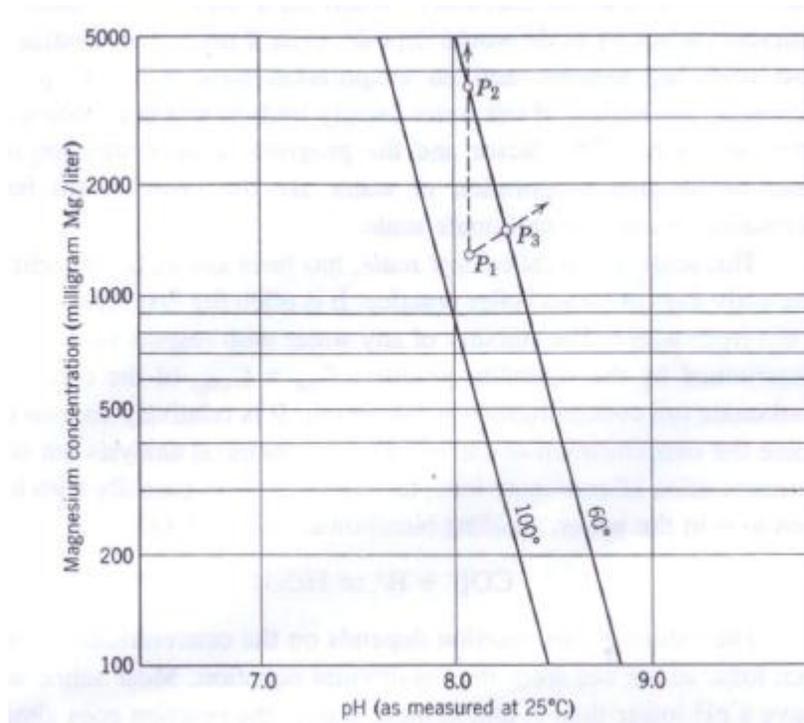
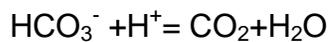


Fig. 3.2 Diagrama de estabilidad del hidróxido de magnesio en agua de mar a 60°C y a 100°C

El agua descrita por el punto P1 es estable a 60°C, pero, cuando se concentra a 3600 ppm (P2) sin cambio alguno en el pH, como se muestra en la línea punteada, se alcanza la saturación y una mayor concentración produce una solución inestable. En los procesos de destilación, la concentración no ocurre a un pH constante porque la solución pierde dióxido de carbono como resultado de la descomposición de los iones bicarbonato.



La concentración de hidróxido aumenta y también lo hace el pH. Por lo que la composición cambia a lo largo de la línea inclinada a la derecha, $\overline{P1P3}$, y la saturación es alcanzada antes de que el pH permanezca constante.

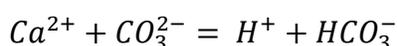
La pérdida de dióxido de carbono durante la evaporación también es de crucial importancia para la deposición del carbonato de calcio.

Carbonato de calcio

El carbonato de calcio es escasamente soluble en el agua pura. La solubilidad es menor que 0.01 g/l a 25°C y puede ser incrementada mediante la adición de ácido. Incluso los ácidos débiles tales como el ácido carbónico son efectivos. El ácido antes mencionado, se forma cuando el dióxido de carbono se disuelve en el agua. En agua sometida a presiones de dióxido de carbono de 1, 10 y 50 atm, su solubilidad aumenta a 0.84, 1.73 y 2.88 g/l, respectivamente. La solubilidad disminuye cuando se incrementa la temperatura.

Muchas aguas naturales, incluyendo el agua de mar, en varias locaciones son saturadas con carbonato de calcio. Cuando estas aguas son calentadas, incrustaciones de carbonato de calcio se depositarán, incluso si no hay pérdida del dióxido de carbono en la solución y si no ocurre una evaporación. En la práctica, el calentamiento del agua normalmente conduce a la pérdida de dióxido de carbono del agua. Este factor y la concentración progresiva de la solución debido a la evaporación son las principales causas para la formación de la incrustación de carbonato de calcio.

Esta incrustación, normalmente llamada *incrustación suave*, se conoce y ha sido combatida desde los principios de la práctica del calentamiento del vapor, generalmente es la primera sal en depositarse del agua pura. La estabilidad de cualquier agua con respecto a este tipo de incrustación está determinada por el producto de solubilidad, $C_{Ca} \cdot C_{CO_3}$, de la concentración de los iones carbonato y calcio en la saturación. Es relativamente fácil determinar la concentración de los iones calcio mediante un análisis químico, pero no la concentración de los iones carbonato, ya que el último reacciona parcialmente con los iones hidrógeno del agua, obteniendo iones bicarbonato, HCO_3^- .



El avance de esta reacción depende de la concentración de iones hidrógeno, como se observa en la ecuación de equilibrio. La mayoría de las aguas salinas tienen un pH inferior a 9, y en estas aguas la reacción casi llega a término, es decir, la concentración de los iones bicarbonato es muy pequeña. En lugar de intentar medirla, es conveniente determinar las concentraciones de los iones hidrógeno y bicarbonato, los cuales, a cualquier temperatura, determinan la concentración de iones carbonato.

Cada línea se divide entre región estable (a la izquierda) e inestable (a la derecha) de agua con una concentración dada de iones bicarbonato, llamado en este gráfico "*alcalinidad*" y expresada en unidades de miligramos de carbonato de calcio por litro. De estos diagramas, es posible observar si un agua es estable con respecto a la incrustación de carbonato de calcio a 60°C y 100°C. Consideremos el punto P1, el cual representa el agua de mar a un pH=8.1 y una concentración de calcio de 400 mg/l. el análisis químico ha mostrado que la alcalinidad total de esta agua es de 117 mg/l expresada como carbonato de calcio. Se observa que el punto yace a la derecha de la alcalinidad=117 mg/l .Por lo tanto, el agua de mar promedio no es estable a esta temperatura es probable que se deposite el carbonato de calcio.

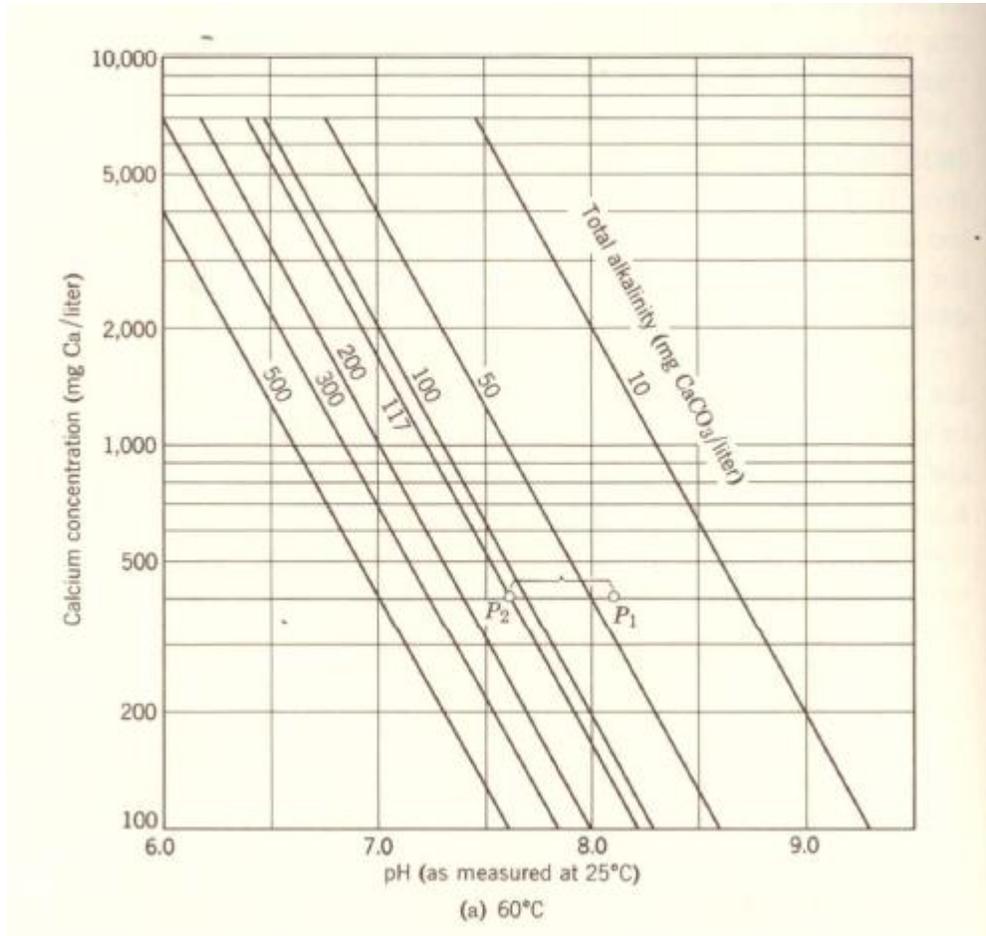


Fig. 3.4

Si comparamos los diagramas a 60°C (Fig. 3.4) y a 100°C (Fig. 3.5) del carbonato de calcio se muestra el decaimiento de la estabilidad conforme aumenta la temperatura, ambos diagramas se refieren al comportamiento del agua de mar. Para aguas de diferente composición química las relaciones de estabilidad son ligeramente diferentes debido al efecto de los componentes no incrustables, por ejemplo, el sodio y el potasio, ya que su efecto es imperceptible excepto a muy altas concentraciones.

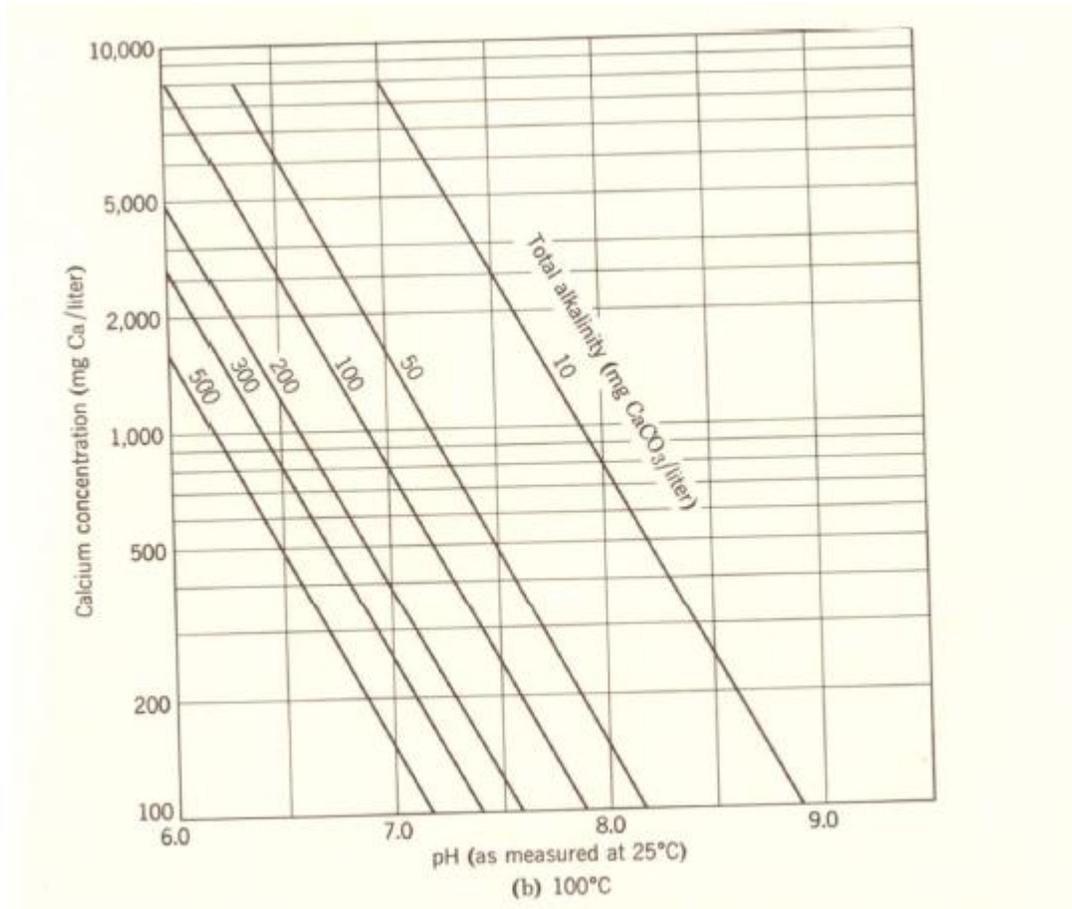
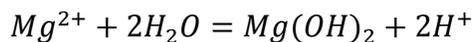


Fig. 3.5

Aplicando los datos de estabilidad para el sulfato de calcio, hidróxido de magnesio y carbonato de calcio para el agua de mar, podemos concluir que, desde que el agua de mar se encuentra saturada de carbonato de calcio, el depósito de incrustaciones ocurre a bajas temperaturas, 60°C. La incrustación de hidróxido de magnesio se forma a altas temperaturas y/o cuando el agua ha sido concentrada a una medida considerable. La precipitación del hidróxido de magnesio libera ácido y por lo tanto inhibe la precipitación del carbonato de calcio.



El peligro de la incrustación de sulfato de calcio a 100°C surge solamente cuando el agua de mar ha sido concentrada dos tercios de su volumen y se convierte agua solo después de la evaporación de otro tercio. Por esta situación,

la mayoría de los evaporadores que trabajan a bajas temperaturas (arriba de 60°C) su incrustación consiste principalmente en carbonato de calcio. En unidades que operan entre 60°C y 100°C, el depósito es una mezcla de carbonato de calcio e hidróxido de magnesio y la proporción de hidróxido de magnesio aumenta conforme aumenta la temperatura de operación. Algunos evaporadores que han sido estudiados y que operan a 100°C, muestran altos porcentajes de sulfato de calcio, el cual se incrementa con el aumento de la temperatura de operación ya que la incrustación no solo depende del grado de supersaturación del componente sino también de otros factores, por ejemplo la estructura de la superficie y los patrones de circulación, el tiempo de retención de la salmuera en el evaporador.

Las muestras de incrustación removidas de los evaporadores de compresión térmica, operados cerca de los 100°C, normalmente contienen hidróxido de magnesio con poca presencia del carbonato de calcio. Se cree que el carbonato de calcio puede permanecer en solución supersaturada o por lo menos en suspensión más tiempo que el hidróxido de magnesio.

En las aguas salinas de diferentes características, las regiones de temperatura de varios tipos de incrustación son diferentes, de acuerdo a las concentraciones de los iones en el agua.

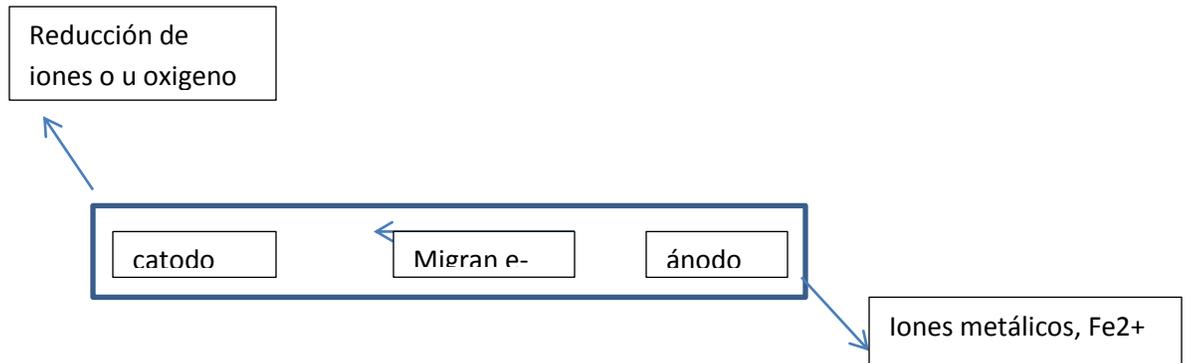
Corrosión

Se define a la corrosión como la destrucción de los metales debida a la interacción con el ambiente. Se debe saber de igual forma, que materiales no metálicos como el concreto también se corroen. Definiendo de forma general, se le llama corrosión a la destrucción o al deterioro de un material debido al contacto con su entorno.

La corrosión es parte de un ciclo de eventos en el cual los metales tienden a regresar a su estado natural. La mayoría de los metales se encuentran en la naturaleza en forma de hidróxidos u óxidos, y el metal se produce a través de una reducción del mineral. Si un metal es colocado en el ambiente propio, se corroerá y regresará a su estado oxidado más estable. Como se involucra un cambio en el estado de oxidación, la corrosión es en sí un proceso electroquímico natural, la destrucción del metal es el resultado de una reacción química de tipo óxido-reducción.

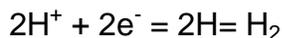
Para que la corrosión de un metal ocurra, una celda electroquímica (normalmente una celda galvánica) debe establecerse. Para que esto ocurra, una diferencia de potencial debe existir entre una parte de la estructura corroída y otra. Existen varias razones para que la corrosión exista:

- por la conexión de metales diferentes.
- por las variaciones de concentración tanto en la estructura metálica o en la solución adyacente a la estructura.
- Por la heterogeneidades en la superficie metálica de la estructura.

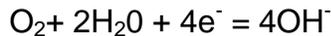


En el ánodo ocurre una reacción de oxidación donde los electrones son liberados por el metal. Los electrones liberados por el metal en el ánodo viajan a través de la estructura metálica al cátodo, donde participan en una reacción en la superficie involucrando la reducción del oxígeno o de los iones en fase acuosa. Los dos cátodos más comunes son los presentados por Butler e Ison (1966).

1. Reducción de hidrógeno



2. Reducción de oxígeno

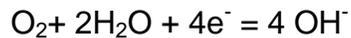


Cuando un metal se corroe en soluciones ácidas o bajo condiciones anódicas, se lleva a cabo la reducción del oxígeno con la producción de gas hidrógeno como producto principal de la reacción en el cátodo. Esta reacción puede considerarse como un proceso de dos etapas; en la primera etapa, los iones de hidrógeno son reducidos a hidrógeno atómico, el cual tiende a asentarse en la superficie metálica en el área del cátodo.

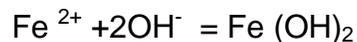
Si el hidrógeno atómico permanece en la superficie del metal, la transferencia de electrones cesará y el metal dejará de corroerse. Generalmente el hidrógeno atómico forma el hidrógeno molecular el cual se libera en forma de gas.

La formación de la capa de hidrógeno se llama *polarización*; la remoción de esa capa, se llama *depolarización*.

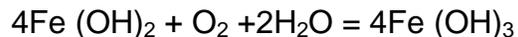
En aguas naturales o cercanas a un pH neutral, la reacción principal en el cátodo es la reducción del oxígeno, ya que estos tipos de agua contienen una cantidad apreciable de oxígeno.



Esta reacción resulta en la producción de condiciones alcalinas en la vecindad del cátodo. Los iones metálicos en solución en el ánodo reaccionan con los iones hidroxilo para formar los hidróxidos metálicos.



Cuando la solubilidad del hidróxido de hierro se excede, se precipita el hidróxido de hierro sólido. En presencia de oxígeno el hidróxido de hierro (II) pasará rápidamente a hidróxido de hierro (III).



Esta reacción resultará en la deposición de los hidróxidos sólidos y en el crecimiento de un tubérculo en la estructura metálica. En general, la corrosión puede ser vista como el proceso de pérdida de iones metálicos de un punto a la superficie metálica y como una reacción simultánea de una cantidad equivalente de electrones en otros puntos de la misma superficie. Para evitar el proceso de corrosión es necesario prevenir las reacciones que ocurren en el ánodo o en el cátodo. Una manera de disminuirlas, es mediante el uso de un recubrimiento del metal el cual preverá el paso de los electrones a través de dicho recubrimiento.

Ensuciamiento biológico

El ensuciamiento biológico es el resultado de la combinación de diversos factores, mencionados a continuación:

- Presencia de microorganismos en el agua de alimentación
- Disponibilidad del área superficial de la membrana, la cual puede ser colonizada por microorganismos.
- La membrana de ósmosis inversa rechaza todos los microorganismos encontrados en el agua de alimentación, como resultado, parte de las células rechazadas permanecen adheridas a la membrana e inician el proceso de formación de una biocapa.
- Todas las operaciones que anteceden al módulo de OI proveen suficiente área para el crecimiento de bacterias y microorganismos. Por ejemplo, las amplias áreas superficiales encontradas en medios filtrantes, camas de carbón activado, o incluso tuberías que conectan varias unidades.
- El modo de crecimiento de la biocapa, en la superficie de la membrana o en otras superficies, requiere una mínima cantidad de nutrientes en el agua de alimentación. En adición, la difusión y penetración de biocidas del seno del agua de alimentación a la capa de bacterias es menos efectiva que atacando las células individuales suspendidas en el agua de alimentación.

Efectos de la suciedad biológica en la operación de la ósmosis inversa.

Los efectos del ensuciamiento biológico en el funcionamiento de la ósmosis inversa están caracterizados por un deterioro gradual en la eficacia del sistema. Esto incluye un periodo de declive rápido seguido por un límite asintótico. El deterioro del funcionamiento incluye lo siguiente:

- Disminución en el flujo de permeado
- Incremento en la caída de presión
- Diminución en el rechazo de sales

Los resultados de los efectos mencionados en todo el sistema incluyen lo siguiente:

- Aumento en los costos de limpieza y mantenimiento. Esto es necesario para mantener una operación económica que requiere un rango específico de producción y calidad del producto. La limpieza de la membrana restaura el funcionamiento del sistema dentro de los límites especificados así como en la calidad del producto.

- Reducción del tiempo de vida de la membrana. Este es un fenómeno complejo, desde que la exposición de la membrana a la formación de biocapas puede resultar en varios efectos, entre los cuales están, la exposición a compuestos extracelulares, atrapamiento de sólidos estancados en la biocapa, precipitación de compuestos incrustantes en la membrana dentro de la biocapa.

- Reducción del área de flujo. La biocapa puede aumentar la fricción, esto aumenta la caída de presión en el sistema, lo cual resulta en un aumento en la carga para las bombas de alimentación. Para evitar esto es necesario mantener suficiente presión en la alimentación y en el permeado.

■ Un crecimiento irregular de la biocapa también es común y resulta en un flujo disparejo dentro del sistema. Como resultado, las secciones con menor flujo aumentan la formación de incrustaciones y de asentamiento de sólidos.

El mecanismo de ensuciamiento biológico.

El mecanismo está formado por los siguientes elementos:

■ El potencial de ensuciamiento biológico depende de las condiciones del agua, el diseño del sistema y las condiciones de operación. La temperatura de la alimentación es un parámetro muy importante; donde en las regiones del Golfo y del ecuador las temperaturas durante los largos veranos permanecen cercanas a 30°C. Tal condición favorecerá el crecimiento bacteriano y la formación de biocapas. En adición, la presencia de tuberías en bruto o tanques no desinfectados en el sistema aumentan el proceso de formación de la biocapa. Una limpieza pobre también contribuye a la contaminación microbiana.

■ La formación de la capa, la cual involucra la adsorción de macromoléculas en la superficie de la membrana. Este paso puede durar segundos o minutos después de que la membrana es expuesta al agua de alimentación. La capa tiene diferentes propiedades que la superficie original. Por lo que, la carga electrostática de la capa condicionada puede ser afectada considerablemente por la adhesión microbiana.

■ La adhesión microbiana es alcanzada debido a fuerzas hidrodinámicas, motilidad y difusión. La capa microbiana está protegida en gran medida por las fuerzas compartidas en el seno de la superficie debido al pequeño espesor de la biocapa en comparación con el límite de espesor de la capa. En adición, las membranas de ósmosis inversa rechazan todas las bacterias y microorganismos que llegan a la superficie de la membrana. El proceso de adhesión también es afectado por el número de células en el seno, la concentración de nutrientes, temperatura, pH, flujo y carga en la

superficie. Recientes desarrollos en membranas se centran en la construcción de membranas con carga en la superficie que inhiben la adhesión microbiana y la formación de la capa condicionada.

■ La formación de la biocapa es favorecida desde que se protege en contra de los efectos de los biocidas (debido a las limitaciones de la difusión) y consume una menor cantidad de nutrientes que las células en suspensión. Por lo que, la biocapa crece rápidamente hasta que alcanza un límite asintótico donde la velocidad de crecimiento (controlada por las concentraciones de los nutrientes y temperatura) alcanza el equilibrio con la remoción por fuerzas cortantes.

Capítulo IV.

Pretratamientos del agua de mar

Prevención de la incrustación

Se conocen varios métodos para el control de incrustación en la desalación del agua de mar, pero muchos de ellos son caros. La elección del método correcto depende en una forma crítica de:

- la naturaleza del agua
- las condiciones de operación del proceso.

Los métodos de prevención de incrustación en la destilación pueden ser agrupados en varias clases:

- Mecánico
- Introducción de semillas
- Compuestos patentados
- Intercambio iónico
- Control de pH

Mecánico: La remoción mecánica de la incrustación se sigue practicando. Un método diferente a los ya usados (astillado y perforación) es el choque térmico. Este solamente es efectivo en evaporadores de tubo sumergidos donde la salmuera proveniente del agua de mar evaporada es contenida en un estanque donde las superficies del vapor calentado están inmersas. Cuando el sistema está frío, una carga de vapor es enviada a través de las superficies de transferencia de calor, el choque térmico resultante es lo suficiente, la mayoría de las veces, para liberar la incrustación depositada. Esto es hecho generalmente en conjunción con agentes quelantes tal como los derivados del ácido sulfónico los cuales debilitan los puentes entre la incrustación y las superficies calientes. Este método es usualmente utilizado en los evaporadores a bordo de los barcos.

Un método innovador de remoción mecánica para la remoción de lodos suaves depositado dentro de los tubos es el sistema "Taprogge". Consiste en el paso de unas pelotas de goma a través de los tubos del calentador, resultando una acción de limpieza la cual remueve efectivamente la acumulación de lodos. La

figura 4.1 muestra el funcionamiento del método mecánico , el cual es posible cuando el sistema Taprogge trabaja en conjunto con la dosis de polifosfatos.

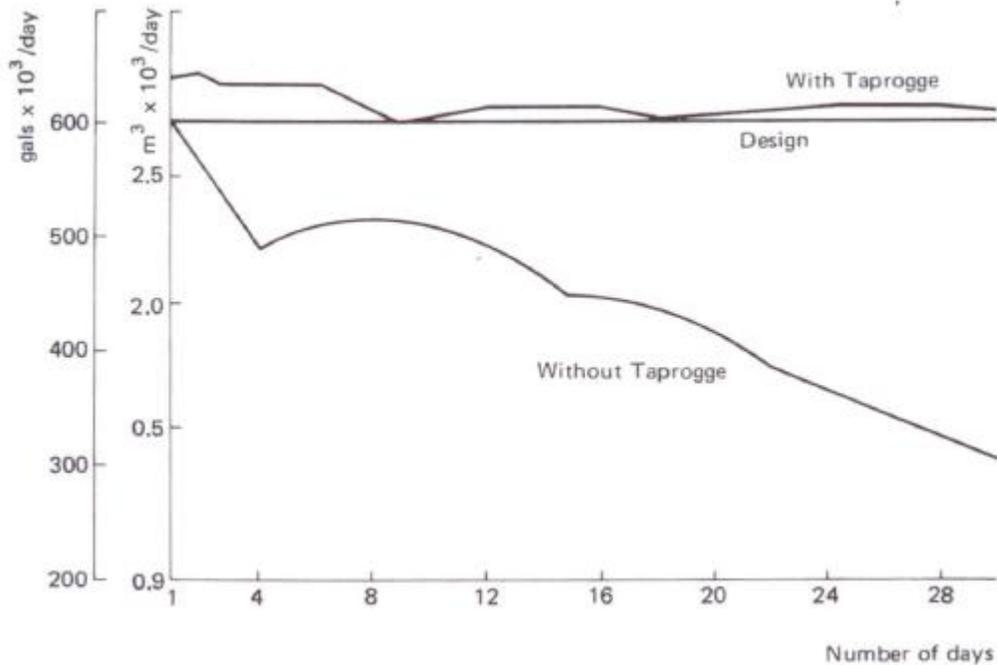
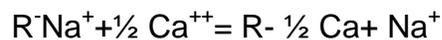


Fig. 4.1 Variación de la salida para una planta que utiliza polifosfatos con y sin la instalación Taprogge

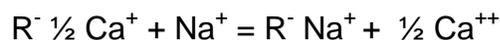
Introducción de semillas: En las plantas comerciales, los sitios de nucleación para la formación de incrustaciones están fácilmente disponibles. Si los sitios de nucleación se proveen y si estos sitios pueden ser removidos, procesados y regresados al sistema económicamente, entonces está disponible un método de prevención de incrustación barato. Este método es conocido como “*seeding*” donde una sustancia fina dispersa (seeds –semillas), correspondiente al tipo de incrustación que se removerá, es introducida a la corriente del sistema de agua cruda (o salada). Cuando la sobresaturación ocurre, se lleva a cabo una deposición preferente en las semillas si se da un tiempo de residencia adecuado a la solución sobresaturada. Como la remoción y la subsecuente molienda de las semillas al tamaño óptimo es cara, este método no se ocupa mucho para la prevención de incrustaciones alcalinas.

El uso de este sistema tiene potencial para la prevención de la incrustación de sulfato de calcio el cual, si es costeable, permitirá temperaturas de operación superiores a las actuales.

Intercambio iónico: Los métodos de intercambio iónico consiste en el paso del agua salada a través de una cama de resinas la cual reemplaza los iones de calcio y magnesio con iones sodio como se muestra en la ecuación:



La resina eventualmente se gasta y requiere regeneración con una corriente saturada de salmuera como se muestra en la siguiente ecuación:



Este método es llamado cambio de base y es comúnmente utilizado para tratar el agua de alimentación a la caldera, pero es extremadamente caro para usar en el agua de mar por el alto contenido de sales productoras de incrustación. Se necesitarían amplias camas de resinas y una frecuente regeneración con una corriente concentrada de sosa cáustica ya que el uso de la salmuera de rechazo no ha tenido éxito. Otro factor en contra de este proceso es la elutriación de la cama de resina lo que implica que los costos de reemplazo son altos.

Compuestos patentados: La prevención de incrustación con estos compuestos es un método comúnmente utilizado, debido a que la cantidad empleada es mucho menor que las cantidades estequiométricas requeridas para combinar con el calcio y magnesio presentes en la corriente de alimentación. El principal compuesto es el *Hagevap* el cual es una mezcla de polifosfatos de sodio, derivados del ácido sulfónico y varios ésteres de glicoles polialquilados. Las cantidades de dosificación empleadas se encuentran en un rango de 2-5 ppm y son efectivas para temperaturas cercanas a los 85°C (185°F). El mecanismo por el cual el Hagevap previene la incrustación no está claramente entendido. Una explicación es que las cadenas de polifosfato entran a los cristales de la incrustación mientras están en una etapa de formación y previene la creación de

los futuros enlaces lo que resulta en un microlodo finamente dispersado.

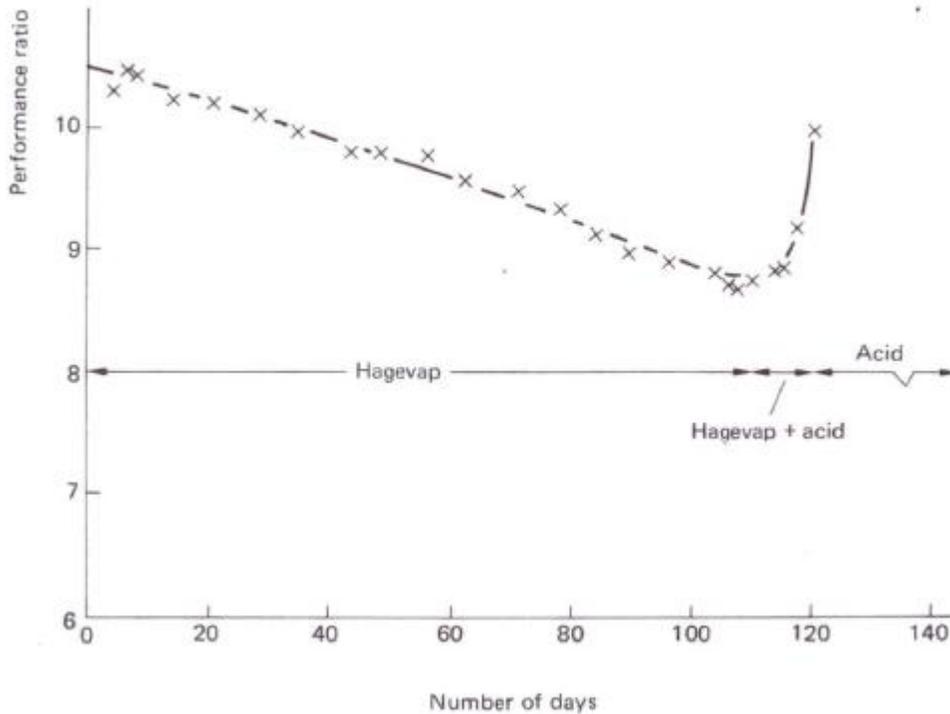


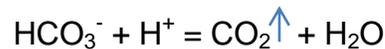
Fig. 4.2 Variación del radio de funcionamiento en una planta que utiliza polifosfatos.

Conforme la temperatura del agua de mar se incrementa, las moléculas de polifosfato se hidrolizan y se combinan con los iones magnesio para formar fosfato de calcio el cual se deposita como un lodo en la superficie de intercambio de calor. Esta reacción de hidrólisis presenta una limitación en la temperatura en cuanto al uso de los compuestos de polifosfato a menos de 85°C. El uso del Hagevap a una máxima temperatura de 93°C (200°F) y a un factor de concentración de 1.5 en una planta EIME (Evaporación Instantánea Múltiple Efecto) que trata 4, 546 m³/día reporta la deposición de un lodo ligero debido al incremento de la temperatura y la presión del sistema del suministro de vapor al calentador de la salmuera y también se muestra una caída en el radio de funcionamiento como se muestra en la figura 4.2.

Los lodos formados como resultado de la hidrólisis de los polifosfatos pueden ser fácilmente removidos por adición de ácido, por ejemplo, una cantidad de ácido diluido es mandada alrededor de la planta en intervalos fijados por la

reducción en el funcionamiento de la planta. La velocidad de deposición debe ser controlada por la velocidad del agua en las plantas MSF donde una velocidad en el orden de 2 m/s puede mantener un depósito de lodo limitado.

Control de pH: El tratamiento ácido es un método muy exitoso para la prevención de incrustación alcalina y consiste en suplir los iones hidrógeno para romper los iones bicarbonato:



La fuente de suministro de iones hidrógeno está dictada por la cantidad estequiométrica requerida para tratar al bicarbonato contenido en la corriente. En esta base, el ácido sulfúrico es usualmente la fuente más económica de iones hidrógeno seguida del ácido clorhídrico y el cloruro férrico (coagulante) el cual es comúnmente utilizado en los evaporadores a bordo de barcos.

La cantidad estequiométrica requerida de ácido sulfúrico responde a la siguiente ecuación:



Un mol de ácido sulfúrico (98 gramos) se necesita para un mol de carbonato de calcio (100 gramos). Para un ácido concentrado al 95%, la velocidad de dosificación sería:

$$\frac{98}{95} * 120 = 124 \text{ ppm}$$

Considerando que el factor de concentración de la planta es 2, el agua de alimentación para 1,000 galones [3,785 L] de producto es 2,000 galones [7,571 L], entonces, el costo unitario por tratar la corriente con ácido sulfúrico es:

$$2,000 * 10 * \frac{124}{10^6} * 1 = 2.48 \text{ por } 3,785 \text{ litros de producto}$$

El costo del tratamiento del agua cruda puede ser estimado en una forma muy similar para cualquier combinación de costos de ácido y parámetros de alimentación de la planta. En áreas donde el ácido es caro, como Kuwait, la dosis de ácido puede añadir 0.3 pesos/m³ al costo del producto

Se deben tomar ciertas precauciones con la dosis de ácido para prevenir la circulación de soluciones diluidas del ácido las cuales son altamente corrosivas. Dos métodos comunes para prevenir la corrosión con ácido son:

- El uso combinado de un desgasificador de CO₂ seguido por la adición de una pequeña cantidad de sosa cáustica para elevar el valor de pH de la corriente de alimentación a 8 o a un valor cercano.
- El otro método es utilizar menos cantidades estequiométricas de ácido y por lo tanto, dejar cierta alcalinidad al agua sin tratamiento lo cual resulta en un pH de aproximadamente 7.7.

En ambos casos, la desgasificación del CO₂ es necesaria, puede ser mediante torres de enfriamiento en columnas empacadas. La corriente dosificada con ácido es pasada hacia abajo a través de la columna empacada en contra corriente al flujo de aire el cual barre el CO₂ de la alimentación que ya se encuentra saturado con oxígeno. La alimentación libre de CO₂ es enviada a un aireador al vacío donde el CO₂ residual y el aire son reducidos a niveles suficientes para eliminar la corrosión.

La elección del tratamiento de la corriente de alimentación deberá ser la más económica, especialmente por las plantas de gran tamaño. La elección del tratamiento del agua de alimentación está determinada por el costo del producto total resultante. Esto se nota cuando la fracción total del costo del producto debido al tratamiento de la alimentación no es solamente el costo de los materiales, sino también incluye los cambios de diseño, como el sobredimensionamiento del área de transferencia de calor para permitir el ensuciamiento que viene con la dosis de polifosfatos.

A continuación, se presentan algunos de los pretratamientos de la desalación del agua de mar para plantas que ocupan la ósmosis inversa u otros procesos desaladores.

Microfiltración y Ultrafiltración, Control de Incrustación

La filtración es un proceso de separación utilizado en el pretratamiento de agua para remover de ella partículas suspendidas, bacterias y otras impurezas y contaminantes. Varios procesos de filtración han sido desarrollados para producir agua con cualidades específicas. Los medios de filtración son normalmente utilizados en la remoción de partículas mayores que $2\mu\text{m}$. Para la separación de partículas finas en el rango de 0.1 a $0.01\ \mu\text{m}$ se utilizan los procesos de membrana como la microfiltración (MF) y ultrafiltración (UF). Los medios de filtración, MF y UF son procesos utilizados en la remoción de partículas de acuerdo a su tamaño y no son efectivas en la remoción de dureza o de otras formas iónicas de impurezas. La remoción de las últimas dos formas de impurezas se lleva a cabo de una manera más efectiva por los procesos de membrana de nanofiltración (NF) y ósmosis inversa (OI). La MF, UF, NF han probado ser excelentes alternativas como medios de filtración para la limpieza de contaminantes del agua para consumo humano y pueden ser utilizadas efectivamente como pretratamiento para la OI y Ósmosis Inversa de Agua de Mar (OIAM). El pretratamiento con NF puede ser utilizado en la limpieza de la corriente de alimentación para las plantas de desalación de agua de mar para partículas suspendidas y bacterias, en la remoción de iones formadores de incrustación (Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{4-} y HCO_3^{3-}) y también ha probado reducir los Sólidos Totales Disueltos de la corriente (TDS) y como resultado de todo esto, permite la mejora en el funcionamiento de las plantas de desalación de agua de mar mediante el aumento de la producción y el aumento en la calidad del agua. Se espera que la NF reduzca los costos de producción de agua fresca. La remoción de las partículas de la corriente puede ser mediante los medios filtrantes ya mencionados utilizando o no la coagulación.

La coagulación-filtración permite que las partículas finas que vienen con otros contaminantes, tales como, microorganismos o ciertos químicos, se agrupen en flóculos relativamente grandes que también pueden ser removidos mediante los procesos de filtración de partículas.

La filtración con membranas es utilizada en la remoción de partículas finas con un tamaño menor a $2\mu\text{m}$, a continuación se muestra una tabla donde se presentan los medios filtrantes y el tamaño de partículas que remueven:

Medio filtrante	Tamaño de partícula
MF	0.08-2 μm
UF	0.002-0.1 μm o partículas con un peso molecular (PM) 400-400,000g/mol
OI	>0.001 μm o >200 g/mol
NF	0.001-0.01 μm

La corriente de alimentación salina que contiene partículas de un tamaño muy pequeño es separada en una corriente producto permeada que pasa a través de la membrana y una corriente de rechazo o concentrada que no pasa a través de la misma.

En los procesos de MF y UF la corriente de rechazo contiene finas partículas además de bacterias y otros contaminantes encontrados en la alimentación, mientras en adición a este concentrado de los procesos de NF y OI la corriente también contienen iones de sales rechazado por las membranas.

Los procesos de MF, UF y NF normalmente consisten en los módulos de la membrana, una bomba de presión, un filtro cartucho y un sistema de distribución de agua cruda. Los elementos utilizados en la filtración por membranas pueden tener una configuración en espiral o ser fibras finas y huecas en configuración tubular o en cartucho, aunque dominan las membranas de tipo espiral.

Actualmente, la mayoría de las membranas de NF son hechas de polímeros no celulósicos de película delgada con configuración en espiral. El polímero normalmente es hidrofóbico que incorpora grupos cargados negativamente.

La membrana cargada negativamente rechaza los aniones aumentando la retención en la membrana. Para mantener la electroneutralidad en la solución, los cationes también son rechazados igual que los aniones. Por ejemplo, en ciertas membranas la retención de los iones sulfato está en el orden de 80-90% o con una retención similar para el catión Ca^{2+} . Esto se compara con el porcentaje de retención de 10-40% de los iones Na^+ y Cl^- . A pesar del grado de retención de las membranas de NF es menor para iones monovalentes como el Na^+ y Cl^- que para iones como el SO_4^{4-} y Ca^{2+} . Esta selectividad permite el uso de la NF en la remoción de la dureza de aguas de baja salinidad.

Los procesos de UF y MF han sido utilizados en el tratamiento de agua para beber, para bajar la turbidez, remover el color y materia orgánica. La MF a contraflujo ha sido utilizada en el tratamiento de agua residual industrial para la remoción de metales pesados tóxicos y otras partículas suspendidas. La MF a contraflujo también ha sido utilizada para remover partículas suspendidas de líquidos radioactivos [6].

Un tratamiento químico con coagulantes puede ser benéfico anterior a la etapa MF/UF para adsorber productos orgánicos y ser removidos subsecuentemente de la corriente de alimentación como partículas finas.

En este estudio todas las eficiencias de filtración fueron evaluadas comparando el índice de ensuciamiento, la turbidez y la SDI (Ver Anexo A).

La adición del coagulante puede aumentar la función de filtrado de las membranas. La coagulación es un pretratamiento efectivo para la filtración de membranas y es más efectiva para la MF que para la UF.

El funcionamiento de la membrana puede ser aumentado con la coagulación dando resultados tanto en la cantidad como en la calidad del permeado.^[7]

Particularmente, la UF es capaz de retener contaminantes coloidales, pequeñas bacterias y virus, además de permitir la remoción total de la turbidez y lograr una reducción considerable del SDI asegurando una operación estable de los procesos de OI y NF. A pesar de que el costo capital del pretratamiento con membranas excede al pretratamiento convencional en un 20-50% la mejorada calidad del agua tratada puede reducir el tamaño de la planta de OI permitiendo que un mayor flujo sea utilizado. Ahorros futuros se deben a la frecuencia de reemplazos y a la de limpieza de los módulos de las membranas de OI/NF.

El proceso de nanofiltración exhibe un funcionamiento estable cuando se alimenta con los permeados UF producidos de los módulos de ultrafiltración.^[8]

El único método que se ocupa para controlar la incrustación del sulfato de calcio es el control de la temperatura máxima de la salmuera y el límite de concentración de la misma. A manera de que la temperatura aumente, la solubilidad de la incrustación del sulfato de calcio decrece y su tendencia a precipitar aumenta, se encontró que debajo de 120°C y a una concentración de salmuera de 1.6 el sulfato no puede precipitar en las plantas desaladoras.^[8]

La temperatura máxima de la salmuera en las plantas EIME puede ser incrementada por la nueva generación de membranas de nanofiltración a más de 120°C.

El sistema de nanofiltración es una técnica que ocupa una membrana de separación similar a la ósmosis inversa (OI). Los sistemas de NF generalmente operan a una menor presión que la OI, pero se acercan a mayores velocidades de flujo de agua. La membrana de NF es utilizada cuando no se requiere de un alto rechazo de sodio, pero cuando otras sales como Mg y Ca necesitan ser removidas. La principal ventaja del sistema de NF por sobre la OI es que requiere menos energía y menor presión de operación.

Potencial de formación de incrustación del carbonato de calcio.

Los resultados del estudio muestran que el uso de la nanofiltración resulta en una inhibición de la incrustación nunca antes alcanzado por otros métodos. El porcentaje de inhibición del sulfato de calcio, bario y estroncio alcanzó casi el 100% al 10% de conversión.

El agua producto del sistema de nanofiltración es considerada una técnica revolucionaria en prevención de la incrustación. Garantiza que las plantas operadas con cierto tipo de agua no sufrirán de ningún tipo de incrustación, el riesgo de la incrustación del sulfato de calcio es totalmente eliminado por esta técnica en un casi 100%.

Este tipo de membrana si se utiliza en una planta de EIME permitirá una mayor temperatura de operación, más beneficios, más producto y mayores ahorros serán obtenidos y el carbonato de calcio no necesitara ningún tipo de tratamiento. ^[9]

Control de Corrosión

La protección catódica (PC) es un método maduro de control de corrosión con una extensa aplicación en estructuras marinas y equipos pero con una utilización muy limitada en la industria desaladora.

En las unidades desaladoras térmicas a la protección catódica se le ve una utilidad en forma de ánodos de sacrificio para proteger las cajas de agua, los tubos de placas y ocasionalmente como una medida de protección de respaldo para el acero inoxidable revestido de los pisos de las cámaras instantáneas. La vasta proporción de aplicación de la protección catódica es para el cuidado del acero inoxidable.

Existen varios problemas asociados con la corrosión de los componentes del acero al carbón en las condiciones agresivas que prevalecen en las plantas desaladoras térmicas. Esto lleva a la evolución de las políticas centradas en la utilización de materiales metálicos de alto grado, tales como el acero inoxidable,

aleaciones de níquel-cobre y titanio. Para las tuberías de alimentación de agua de mar, polímeros reforzados con fibra de vidrio se han convertido en la opción en cuanto a materiales.

Cuando un metal se coloca en un medio acuoso, un electrodo es introducido y proporciona la diferencia de potencial que se produce a través la interface metal/agua. La protección catódica es un método electroquímico de control de corrosión que utiliza un flujo negativo de carga eléctrica a un componente, para dirigir sus electrones en la dirección contraria. El objetivo es variar el potencial, a valores donde, ambas reacciones tanto anódicas ($\text{Fe} = \text{Fe}^{2+} + 2\text{e}^-$) como catódicas ($\text{O}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 4\text{e}^- = 4(\text{OH}^-)$) ocurren y logran que la reacción anódica sea completamente suprimida y la corrosión cese. Este cambio negativo en el potencial del electrodo acelera la reacción catódica, de ahí el término protección catódica.

La mejor muestra de la eficiencia del sistema de protección catódica surge del hecho de que los paros forzados debido a la corrosión han sido casi completamente eliminados. Esto demuestra que el uso exclusivo de materiales resistentes a la corrosión, generalmente más caros, no es obligatorio. Mientras la protección catódica no es conveniente para equipos no sumergidos, una proporción significativa de las superficies de la planta son sensibles a la aplicación de este tipo de protección.

Con el paso de los años, las revisiones periódicas han confirmado que el sistema de protección catódica ha controlado satisfactoriamente la corrosión en todos los componentes donde fue aplicado. Una característica importante de estas superficies de acero protegidas es la presencia de una película adherente, un depósito blanco el cual con análisis químico demostró ser una mezcla entre el carbonato de calcio y el hidróxido de magnesio. Es la presencia de este depósito la que da cuenta de los largos periodos de operación del sistema de protección catódica con baja corriente.

La deposición de esta incrustación es un fenómeno que beneficia a las instalaciones de protección catódica ya que provee una capa protectora y reduce efectivamente el área superficial que necesita ser protegida por el sistema; reduciendo así, el suministro de corriente necesaria para el sistema y por lo tanto, los costos de operación. Aún con una cobertura completa de este depósito, la cantidad de corriente de PC no se reduce a cero. Este depósito es capaz de conferir protección contra la corrosión continuamente a un tubo de acero por muchos días más después de que el sistema de PC haya sido suspendido. ^[5]

Capítulo V.

Impactos ambientales, sociales y económicos de la desalación

La desalación y el ambiente

Para poder establecer una relación entre la desalación y el ambiente, además del análisis del proceso, la entrada y la salida del proceso y su relación con el ambiente deben ser establecidas y evaluadas. Cada entrada y salida al proceso de desalación tiene un efecto positivo o negativo en el ambiente y con las medidas de mitigación adecuadas los efectos adversos podrán ser minimizados y los positivos incrementados.

Requerimientos para la desalación

- El agua salina o salmuera: debe ser de buena calidad con un bajo riesgo de contaminación. El agua de mar debe ser tomada, ya sea a través de toma abierta o a través de pozos dependiendo de las condiciones geológicas. En el caso de una toma abierta, el medio ambiente marino deberá estar lejos de los puertos o de las áreas con un alto riesgo de derrame de petróleo o de contaminación por los barcos.

- El transporte, la disposición y el almacenamiento de los químicos para el pretratamiento del agua de mar y postratamiento del agua producto deben ser seguros.

- Se requieren compuestos químicos antiincrustantes, anticorrosivos y limpiadores de membrana.

- Se necesita energía térmica para la destilación del agua en el proceso térmico y energía eléctrica para la operación de las bombas de alta presión para la OI.

- El lugar de construcción debe ser el óptimo

Salidas de la desalación

El proceso de desalación tiene las siguientes emisiones:

- **Salmuera:** este es el rechazo del proceso y está conformado por una corriente de agua con una concentración de sales alta. Esta corriente de agua también contiene químicos limpiadores de membrana y otros químicos utilizados para control de incrustación y corrosión.

- Agua desalada de una cierta calidad

- Ruido, producido por las bombas de alta presión y otra maquinaria en la planta.

Selección del proceso desalador

La selección del proceso desalador debe basarse en los siguientes parámetros:

- **Cualidades del agua de mar sin tratamiento:** las cualidades del agua salobre o de mar tomadas de una fuente abierta en el mar o en pozo juega un rol decisivo en la selección del proceso desalador. Para el agua salobre y de mar provenientes de un pozo, la OI puede ser más barata, mientras que para aguas que contienen un alto nivel de sales, que requieren un pretratamiento caro y complicado, un proceso térmico es más factible y barato.

- **Cualidades del agua producto:** las cualidades del agua producto son muy importantes para seleccionar el tipo de proceso. Agua muy pura, con un contenido de sales cercano a cero puede usar la destilación o un método de doble membrana.

- **Fuente de energía:** la disponibilidad y el tipo de energía tienen un rol principal en la selección del proceso. Si está disponible un exceso de energía térmica proveniente de una nueva central eléctrica, entonces el proceso térmico es preferible. Los sistemas de energía de doble propósito para la desalación ofrecen agua más económica, pero los planificadores deben de ser capaces de optimizar la energía y el agua a ser generada por dichas plantas. Otras formas

de energía que pueden ser consideradas son la energía eléctrica, solar, eólica y nuclear.

■ **Costos relativos de cada tipo de energía:** el costo de la energía es muy destacado ya que un alto porcentaje del costo total del agua desalada es debida al consumo de energía. La energía producida en el sitio puede ser menos costosa que la energía proveniente de la red. La tarifa de suministro de energía de una red nacional puede ser más barata si es combinada con cortes o con reducción del suministro de energía durante las horas de máxima demanda. Cada proceso tiene sus requerimientos para el tipo de energía y los requerimientos de estabilidad de la energía.

■ **Localización de la planta:** la localización de la planta junto con el abastecimiento energético y con la disponibilidad energética en el área es un parámetro trascendental para la selección del proceso desalador.

■ **El tamaño de la planta:** el tamaño de la planta, es decir, la producción diaria de agua desalada, es primordial para la selección del proceso desalador. Las plantas pequeñas móviles pueden usar OI. Donde se requiere plantas grandes combinadas con la generación de energía se utilizan procesos térmicos.

■ **Requerimientos ambientales:** durante los estudios preliminares para la selección del proceso, los planificadores deben tener en cuenta los requerimientos impuestos por las autoridades ambientales o locales. Tales requerimientos incluyen las emisiones de gas a la atmósfera, la concentración de la salmuera de rechazo al mar o a otro lugar, los niveles de ruido, los riesgos químicos durante el transporte y el manejo, la seguridad pública durante la construcción y operación, la estética del edificio, es decir, la arquitectura y el paisaje, contaminación por olor y aire, el impacto físico en el ambiente y el impacto en el ambiente biótico.

■ **Capacidad y Experiencia:** la experiencia y la capacidad para construir, mantener y operar un cierto tipo de planta desaladora es muy importante para un país, aunque ahora con el libre movimiento de gente, los servicios y los productos básicos, cada país puede comprar casi cualquier

servicio y equipo. Cada país hará su propia elección del proceso tomando en cuenta su capacidad y su dependencia a otros servicios, equipo y requerimientos energéticos.

Selección del sitio de localización de la planta

La planta debe ser erigida en un sitio donde sea aceptada por la comunidad afectada, el propietario y sus vecinos. Se recomienda el siguiente procedimiento para su selección:

- Fijar los criterios de selección para el sitio, estos criterios deben acordarse con las comunidades afectadas y con los ambientalistas si es posible.

- Basados en el criterio de arriba, seleccionar sitios alternativos para la erección de la planta. Para estos posibles ubicaciones llevar a cabo un estudio de localización del sitio.

- De los sitios seleccionados preliminarmente, elegir el número mínimo de sitios (3-5) que tengan el mayor porcentaje de aceptación y no presenten problemas ambientales en caso de ser seleccionados.

- Llevar a cabo un estudio de impacto ambiental y de acuerdo a lo encontrado en el estudio, seleccione el sitio más adecuado desde el punto de vista ambiental.

Criterio de selección del sitio

Se recomienda lo siguiente para la selección preliminar de varias alternativas:

- El complejo industrial debe estar fuera de zonas edificadas o habitadas o aquellas áreas declaradas como de interés ambiental o de especial importancia, ya que la planta puede producir ruido y existe un riesgo de seguridad pública debido al transporte de químicos.

- El complejo industrial deberá estar cerca de la red energética o de las plantas de energía, dependiendo del tipo de energía. Esto reducirá el costo

energético y también reducirá el impacto ambiental negativo debido a la transportación de la energía.

■ El complejo deberá estar cerca de la toma de agua cruda y cerca al área de rechazo de la salmuera. Así, la calidad del agua cruda está asegurada y la distancia de transferencia del agua de mar y la salmuera es minimizada, por lo que el riesgo de contaminación del suelo es reducido. Los grandes complejos deberán ser localizados en las costas. El agua de mar deberá ser de buena calidad y el riesgo de contaminación debe ser el mínimo (la toma deberá estar lejos de los puertos o de los puntos de descarga de agua de dudosa calidad).

■ El complejo deberá estar cercano al sistema de suministro de agua existente o a la ciudad a la cual se le suministrará el agua desalada para reducir los costos de transporte y bombeo.

Utilizando los criterios de selección del sitio junto con la cooperación de las autoridades locales, cierto número de lugares son localizados y marcados en un mapa. Para estos sitios potenciales, se lleva a cabo un estudio el cual es llevado a cabo por un equipo de consultores, entre los que destacan, un ingeniero de agua, un planificador rural, un geólogo, un biólogo marino, un edafólogo, un ingeniero mecánico y un ingeniero de procesos, representantes de la administración local y de las comunidades. Los términos de referencia de los consultores son preparados por el departamento del ambiente e incluye términos y condiciones donde se salvaguarda el interés de las comunidades locales. El objetivo del estudio es seleccionar los lugares adecuados para la construcción de la planta, tomando en cuenta los intereses topográficos, sociales, económicos y ambientales de la comunidad local y del área.

La selección final del sitio se complementa con el estudio de impacto ambiental. Este estudio considera todos los aspectos ambientales, evalúa el impacto en el ambiente, el adverso y el benéfico, y hace recomendaciones de medidas mitigantes que deberán ser tomadas para la protección del ambiente en relación con el sitio seleccionado.

Disposición de la salmuera

La corriente de rechazo deberá ser mandada a los acuíferos continentales, a un cuerpo de agua, a un estanque de evaporación o al mar. En todos los casos, la disposición de la corriente de rechazo deberá tener el menor impacto en los cuerpos de agua que la reciben o en la tierra.

Disposición de la salmuera en el mar: no se esperan problemas de contaminación debido a que la corriente de rechazo contiene en su mayoría las sales del agua de mar con menores cantidades de otros químicos utilizados durante el proceso de limpieza química de las membranas, control de corrosión e incrustación con la disposición apropiada y su dilución, los principales problemas que se enfrentan al disponer de la salmuera es el disturbio ocasionado en el fondo del mar durante la construcción y durante la dilución de la concentración de las sales como sigue:

- Minimizar los efectos adversos en el fondo del mar y en la vida marina durante la construcción del desagüe. Cuidadosa selección de la ruta de la tubería e instalación de los tubos con la menor perturbación del fondo marino y del ambiente. Evitar el uso de explosivos puede minimizar los efectos adversos.

- Minimizar los efectos en los bentos y en la vida marina durante la operación de la planta. Esto se refiere a la concentración de las sales en las zonas circundantes al punto de descarga de la salmuera. La ubicación del desagüe (profundidad del agua, distancia de la costa, elevación sobre el fondo del mar y topografía del punto y su vecindad) y su forma tienen un rol muy importante en el mezclado rápido con el agua y la dilución y difusión de las sales al gran cuerpo de agua. El conocimiento de las corrientes en el área y su topografía son muy importantes para seleccionar el mejor punto de disposición de la salmuera. Un modelo matemático deberá utilizarse para simular la disposición de la salmuera alrededor del punto de descarga ocupando el valor de la concentración de la salmuera, la velocidad de la descarga, la concentración del agua de mar, las corrientes marinas y la geometría de la profundidad y la topografía de la locación.

- La disposición de la salmuera requiere un estudio especial de la vida de los peces y bentos en el fondo marino (dentro de un perímetro de 200m o más). Las especies del bentos deberán ser registradas y estudiadas en conjunto con los resultados del modelo de simulación matemático.
- Control del ambiente marino: los descubrimientos del modelo matemático y el impacto de la salmuera en el ambiente marino podrá ser revisado con la ejecución de un programa de supervisión durante la operación de la planta.

Disposición de la salmuera en cuerpos internos: la disposición de la salmuera en estos cuerpos no es recomendada ya que los daños son muy grandes. Si esto no puede ser evitado, se requiere entonces de un estudio ambiental especial y todas las medidas de mitigación deberán ser tomadas para minimizar estos efectos adversos.

Consideraciones energéticas

La energía representa aproximadamente del 25 al 40% del costo total del agua desalada. El costo de la energía es una función del tipo de energía que consume la planta y del costo del suministro energético. El consumo energético específico es una función del proceso o combinación de procesos y la concentración de las sales en el caso de la OI. Debido a que el uso de combustibles fósiles aumenta la emisión de gases invernadero, se debe considerar el uso de energías renovables. Las formas disponibles de energía que deben ser consideradas para el proceso de desalación son las siguientes:

- **Energía No Renovable:** en esta forma de energía tenemos a los combustibles fósiles y la energía atómica. Los combustibles fósiles pueden ser en la forma de energía térmica o eléctrica, pero tienen la desventaja de que producen gases de efecto invernadero. La energía atómica puede ser utilizada sólo en sistemas muy grandes; no produce gases de efecto invernadero pero tiene otros contratiempos que deben ser considerados cuidadosamente. Todos

los procesos desaladores pueden utilizar combustibles fósiles para generar la energía y la energía atómica en conjunto o de forma separada.

■ **Energía Renovable:** se encuentra disponible en las siguientes formas: geotérmica, eólica, solar e hidroeléctrica. Estas formas de energía tienen serias limitaciones para su aplicación en los procesos desaladores y su uso en la actualidad es limitado. La energía eólica puede ser capturada mediante turbinas de viento y cambiarse a energía eléctrica o mecánica y puede ser utilizada para la producción de energía eléctrica y para la desalación del agua de mar. Plantas desaladoras pequeñas han sido erigidas en pequeñas islas utilizando la energía del viento, pero avances tecnológicos futuros son necesarios para reducir el costo de explotación de la energía eólica. Las desventajas de la energía eólica son las variaciones estacionales que hacen el abastecimiento escaso tanto para la producción de energía como de agua. La energía solar es potencialmente atractiva en algunos países, pero el alto costo de inversión y el área que se requiere para construir las celdas fotovoltaicas o los destiladores solares hace la aplicación económicamente poco práctica a menos que la planta esté situada en áreas remotas. Otras formas de energía renovable, tal como la energía hidroeléctrica, se utilizan ampliamente para la producción de energía, pero generalmente no se encuentra disponible en áreas con escasez de agua.

Las consideraciones energéticas deberán incluir la disponibilidad de la energía, el costo de producción, sus efectos ambientales y los procesos desaladores. Los sistemas desaladores de doble propósito energético pueden ser utilizados para explotar la energía térmica extraída o agotada de las estaciones eléctricas para la desalación del agua. La nueva tendencia es ocupar sistemas híbridos, los cuales usan dos o más sistemas desaladores, EIME/OI por ejemplo. Estos sistemas tienen muchas ventajas en relación a la calidad del agua, un uso más eficiente de la energía, extensión del tiempo de vida de la membrana de OI.

La Evaluación de Impacto Ambiental debe considerar todos los parámetros ambientales y criterios; evaluar el impacto en el aire, suelo y ambiente marino. Este estudio debe contener los siguientes puntos:

- Diseño de la planta y del proceso (localización, área, altura, tamaño, estaciones de bombeo, ductos terrestres)
- Emisiones de la planta (salmuera, químicos para el pretratamiento, postratamiento, antiincrustantes, etc.)
- Implicaciones ambientales (aire, contaminación, ruido, seguridad pública, riesgos químicos, ambiente marino, terrestre y medios bióticos)
- Consideraciones energéticas
- Beneficios (impacto socioeconómico, agua producto, alta fiabilidad en el suministro del agua)
- Evaluación del impacto en el ambiente
- Medidas de mitigación.

Medidas de mitigación

Estas medidas reducen o minimizan los efectos adversos en el ambiente como resultado del proyecto de desalinización. Las medidas de mitigación se componen de medidas estructurales y operacionales. Las medidas estructurales son aplicadas durante la construcción de la planta, tales como la profundidad, localización de la toma de agua y profundidad del rechazo; forma y altura del edificio, rutas de los ductos, profundidades de los ductos, etc. Las medidas mitigantes operacionales son aquellas que son tomadas durante la operación de la planta, tales como la prohibición de ciertos químicos o el uso obligatorio de otros compuestos químicos para la protección del ambiente. Estas medidas tienen que ser implementadas por el contratista y el cliente. Es un deber supervisar continuamente el ambiente relacionado con la planta y las instalaciones para evitar desastres naturales.

De acuerdo al Protocolo de Kyoto acerca del cambio climático, la mayoría de los países industriales para el periodo 2008-2012 deben reducir en un 5% el nivel del año 1990 sus descargas de gases que contribuyen al calentamiento global. La mayoría de las plantas desaladoras en los próximos años necesitarán nueva infraestructura eléctrica y, como resultado, las nuevas estaciones térmicas generadoras de electricidad aumentarán el grado de contaminación y de emisiones de gas.

Impacto en el ambiente marino como resultado del regreso de la salmuera concentrada al mar.

En las plantas desaladoras por Ósmosis Inversa, el flujo de salmuera de descarga es 30-70% del flujo de alimentación de agua, lo que significa 1.3-1.7 veces la concentración del agua de mar. Con el fin de asegurar la dispersión adecuada de la descarga de salmuera y minimizar sus efectos adversos sobre el ambiente marino, es necesario seleccionar una tecnología apropiada para este propósito.

El principal impacto es debido a la descarga de la salmuera concentrada y su magnitud depende de los factores ambientales e hidrogeológicos, los cuales son características del mar: batimetría, olas, corrientes, profundidad de la columna de agua, etc. Estos factores determinarán la extensión de la mezcla de la salmuera y por consiguiente, el alcance geográfico del impacto

Einav y Lockiev indican que el grado de vulnerabilidad del ambiente marino debido a la salinidad difiere de un lugar a otro. Se mide por la naturaleza de los hábitats marinos: arrecifes de coral, playas rocosas o superficies arenosas y por el origen de los organismos del rededor. Los modelos matemáticos son utilizados para evaluar el alcance marino del impacto.⁽¹¹⁾

La composición química de esta corriente tiene un profundo efecto en el método de eliminación. Las características químicas reflejan la calidad del agua de alimentación, la tecnología desaladora utilizada, los químicos utilizados para el pretratamiento y postratamiento y el porcentaje de recuperación. Otro problema importante que nos importa es la presencia de productos de la corrosión. Las plantas a gran escala utilizan el agua de mar como corriente de alimentación y una dosis de ácido como antiincrustante. El volumen del sistema de recuperación es el volumen de permeado producido por la corriente de alimentación, expresado en porcentaje. Un alto porcentaje de recuperación

conduce a un efecto de concentración de las especies disueltas en el agua de alimentación. La disolución del concentrado resulta en un efluente final de descarga que es raramente superior a 15% en salinidad del agua de alimentación. Preocupaciones en cuanto a los efectos potenciales adversos son atenuadas por el volumen total de la salmuera que se libera, los constituyentes de esta salmuera son metales pesados, compuestos orgánicos e inorgánicos, compuestos de pre y postratamiento químico, agentes antiensuciantes, polifosfatos, coagulantes, cloro residual y ácido. También es posible encontrar materiales corrosivos en la salmuera que son resultado del flujo del agua, gases disueltos y tratamientos químicos (ácidos) en las aleaciones utilizadas en las tuberías de la planta. Los productos incluyen metales como el níquel, cobre, molibdeno y otros metales menos tóxicos como hierro y zinc. La cantidad de estos iones metálicos está relacionada directamente con el potencial redox, pH y el material en contacto con el agua durante el proceso de desalación.

Impacto en el ambiente marino como resultado del uso de diferentes productos químicos en la limpieza de las membranas y en el pretratamiento.

En adición a la alta concentración de sales, las descargas de la salmuera contienen varios químicos utilizados en la etapa de pretratamiento de la planta desaladora, incluyendo los materiales antiincrustantes.

Los químicos utilizados en el pretratamiento del agua de mar son principalmente los siguientes:

- Hipoclorito de sodio (NaOCl) o cloruro, usado para la cloración para prevenir el crecimiento biológico.
- Cloruro férrico (FeCl_3) utilizado para la floculación y para la remoción de materia suspendida del agua.
- Ácido sulfúrico o clorhídrico para el ajuste del pH
- Hexametáfosfato de sodio y químicos similares para prevenir la formación de incrustación en las tuberías y en las membranas.
- Bisulfito de sodio (NaHSO_3) utilizado para neutralizar la corriente de alimentación por si existe cloro remanente.

El pretratamiento de limpieza es conducido por el agua de mar en los filtros de arena o en el agua producto por los filtros cartucho. La materia orgánica también se descarga en el mar.

La limpieza de las membranas se lleva a cabo 3 ó 4 veces al año y los productos químicos utilizados son principalmente ácidos débiles y detergentes (ácido cítrico, polifosfato de sodio y EDTA) y sosa cáustica.

La solución química acuosa de limpieza en las membranas debe ser neutralizada antes de ser descargada al mar. Los efectos de estas dosis de químicos no son muy importantes para el impacto en el ambiente marino.

Impacto del ruido

La contaminación acústica en las plantas desaladoras de Ósmosis Inversa es importante. Las bombas de alta presión y los sistemas de recuperación energética, turbinas por ejemplo, producen niveles significativamente altos de ruido, por encima de 90 dB (A). Por lo que las plantas deben estar localizadas lejos de áreas pobladas y equipadas con la tecnología acústica apropiada para reducir los niveles de ruido.

Efectos adversos en el uso del suelo.

Las plantas desaladoras están ubicadas cerca de las zonas costeras, lejos de los complejos turísticos y áreas pobladas. El área requerida para una planta desaladora por Ósmosis Inversa es de 10,000 m² para una producción de 5,000 o 10,000 m³/día de agua. Existe un efecto adverso importante en el diseño arquitectónico de estos edificios. Adicionalmente es necesario mejorar la infraestructura como el transporte de la energía eléctrica a la planta, tuberías de alimentación y agua producto incluso las tuberías de descarga de la salmuera.

Un caso de estudio en India ^[12] indicó que la filtración de salmuera ocasionó la contaminación del agua subterránea del pozo y resultó en un aumento en la dureza del agua subterránea. El alto contenido de sales en el efluente de rechazo con elevados niveles de sodio, cloruro y boro, puede reducir la productividad de las plantas y del suelo y aumenta el riesgo de la salación del suelo. También puede alterar la conductividad eléctrica de la superficie, cambiando el radio de absorción del sodio (SAR) e inducir la toxicidad de iones específicos. El SAR define la influencia del sodio en las propiedades del terreno mediante el cálculo de la concentración relativa del sodio, calcio y magnesio. Valores altos de SAR pueden conducir a una menor permeabilidad. Aunque el sodio no reduce la absorción del agua en las plantas, cambia la estructura del solar e impide la infiltración del agua, afectando el crecimiento de la planta. Impactos adicionales incluyen el aumento de la irrigación y escurrimiento del

agua de lluvia, pobre aeración y reducen la lixiviación de las sales de la raíz a causa de la poca permeabilidad. Los metales pesados y compuestos inorgánicos se acumulan en el suelo y pueden causar problemas de salud a largo plazo. ⁽¹³⁾

Evaluar la magnitud y la velocidad de movimiento de los contaminantes en el suelo es de gran importancia. Proporciona los medios para enfrentar los problemas referentes a la calidad del agua asociados con una descarga inadecuada. Entender el movimiento de la salmuera concentrada junto con los metales pesados es esencial para evaluar sus impactos negativos en el ambiente.

Impactos en el acuífero

Las tuberías que transportan el agua de mar y la salmuera yacen sobre el acuífero y presentan un peligro ya que pueden tener fugas y el agua salada puede penetrar al acuífero. Una solución a este problema es el uso de técnicas de sellado apropiadas para minimizar su impacto en el acuífero

Impactos ambientales socialmente inducidos

La crisis global de escasez del agua actual es consecuencia del crecimiento en conjunto de la población y del consumo con la disminución de las reservas naturales de agua debidas principalmente a la contaminación y a la explotación insostenible de los recursos. Esto resulta en una desviación generalizada hacia lo que puede verse como una patología de escasez social. En respuesta a esto, por un lado, existe la necesidad de incrementar las capacidades de suministro del agua; la tecnología de desalación ofrece una solución a este problema. Por el otro lado, cada vez se reconoce la necesidad de un sistema de gestión basado en la demanda del agua, para así proveer opciones más sólidas.

Aumento de demanda

El problema de la calidad del agua y su contaminación apareció a final de la década de 1980. El agua para los servicios turísticos y para la agricultura ha aumentado continuamente. Parte de esta demanda ha sido cumplida por un exceso de trabajos hidráulicos a gran escala que reequilibraron el sistema hidrológico territorial, especialmente desde la década de 1960. Parece que el aumento de suministros siempre será insuficiente porque el aumento de demanda es más rápido y siempre serán consumidos en su totalidad.

Además, el enfoque del estructuralismo hidráulico produce la sensación de que los problemas de escasez de agua podrán ser resueltos enteramente incrementando los suministros. Este concepto, difundido entre la población y el sector turístico, ha erosionado la cultura tradicional en cuanto a que el consumo de agua sea prudente, generando un aumento en los patrones de consumo. Irónicamente los suministros adicionales parecen crear una fuerte contradicción donde una cultura de “desperdicio de agua” emerge en un contexto natural de absoluta escasez.

Como es señalado por Naredo⁽¹³⁾, el principal desbalance entre la disponibilidad del agua y sus usos se origina cuando las actividades humanas son importadas a zonas sin ninguna consideración acerca de su capacidad inherente para responder a dichos hábitos sociales⁽¹⁴⁾

Costo total de la propiedad para desalación (TCO)

El costo total de la propiedad (TCO) es el costo total calculado sobre el ciclo de vida de una planta desaladora. Puede ser también con el periodo de contrato de un proyecto (normalmente 20 años) o del tiempo de vida técnico de las construcciones civil y mecánica. Este costo ha sido comparado en varias plantas desaladoras de OI, en proyecto de construcción. Basados en estos costos totales para una planta a gran escala han sido graficados y calculados. La

tendencia en los costos para una planta desaladora de OI basados en plantas a gran escala es de 85-90 centavos de dólar/m³ de agua producida. Se puede hacer la siguiente división:

- ± 17% Pretratamiento
- ± 6% Reemplazo de membrana de OI y limpieza.
- ± 27% Otros costos fijos (amortización de otros equipos)
- ± 50% Otros costos variables (Costo de energía, etc.)

Cuando la Ultrafiltración (UF) es seleccionada como pretratamiento para las plantas de OI en lugar de la tecnología convencional, esto cambiará la división en el costo total de la propiedad.

Si la suma individual de las partes del TCO para la UF es menor que el TCO calculado arriba (85-90 centavos/m³), implica que la UF no es técnicamente viable ni económicamente atractiva. Tiene que aclararse que no sólo el costo actual del pretratamiento ha sido considerado, sino también el impacto del sistema de pretratamiento en otros costos (tanto fijos como variables).

Todos los costos han sido evaluados y el impacto del uso de la UF como pretratamiento ha sido cuantificado para los costos individuales.

Pretratamiento: un gran número de sistemas de pretratamiento convencionales pueden ser ocupados en los sistemas de OI.

- Desinfección, floculación y filtración no siempre proveen la calidad de filtrado adecuada.

- La recomendación general para un tratamiento convencional es el uso de la floculación, flotación por aire disuelto y filtración, o el uso de floculación, sedimentación y filtración.

Con la tecnología convencional como pretratamiento, la parte del TCO es aproximadamente 17% de los 85-90 centavos/m³, es decir 14-15 centavos/m³.

Los costos del pretratamiento pueden ser divididos por la amortización de la inversión y los costos operacionales (principalmente compuestos químicos para la coagulación y desinfección). Cuando se selecciona la UF como pretratamiento, el costo de inversión del pretratamiento aumentará. Esto es porque los costos fijos asociados al pretratamiento aumentarán. Los costos de los compuestos químicos, disminuirán, pero un nuevo costo surge: el costo del reemplazo de la membrana de UF.

Aproximadamente, de 7-8 centavos de dólar del total son debido a la dosis química; con la UF este valor puede ser reducido al menos al 25-50%. La otra mitad corresponde a la amortización del pretratamiento; con la UF esto incrementará de 10-20%. Los nuevos costos adicionales para el reemplazo de la membrana son aproximadamente 1 centavo de dólar/ m³ (tomando en cuenta que el tiempo de vida de la membrana es de 8 años).

Con la tecnología de UF la parte del TCO disminuirá en un 0-20%. Un centavo adicional tiene que ser considerado para el reemplazo de la membrana de UF. La parte de pretratamiento sería aproximadamente de 12-16centavos /m³.

Reemplazo de membranas y limpieza

Con la tecnología convencional como pretratamiento el reemplazo y limpieza de las membranas abarca aproximadamente el 6% del costo total (85-90 centavos/m³) es decir, 5 centavos/m³.

Cuando ocupamos la UF como pretratamiento, la frecuencia de limpieza de la membrana será reducida. Las plantas piloto han mostrado que utilizando la UF, la frecuencia de limpieza puede ser prácticamente nula. La frecuencia de limpieza típica puede reducirse de una cada 2 ó tres meses a una cada 6 a 2 meses.

Al reducirse la frecuencia en la limpieza de la membrana de UF, el ensuciamiento y el ataque de los químicos a la membrana también se ven reducidos y el tiempo de vida de la membrana aumenta. El tiempo de vida puede aumentar de 6 a 7 años (conservadoramente) con 8 años de vida siendo realistas.

El reemplazo de las membranas y la limpieza son el 50% del costo, el siguiente estimado se hace con la membrana de UF. La limpieza de la membrana se reduce en un 50%, el reemplazo de la membrana en un 15-30%. El promedio ponderado de ambos costos se reducirá en un 30 a 40%. Con la UF el TCO para esta parte será aproximadamente de 3 a 4 centavos/m³.

Otros costos fijos

Con la tecnología convencional como pretratamiento los costos fijos del TCO son aproximadamente el 27% que serían 23 a 24 centavos/m³.

Los costos fijos son función de tiempo de funcionamiento de la planta. Mientras más corto sea ese tiempo, mayores serán los costos fijos. Esto es porque los costos fijos son calculados con una moneda corriente fijada dividida por la producción total neta a lo largo del ciclo de vida completo. Cuando la planta no está produciendo disminuye la producción total neta en el ciclo de vida y por lo tanto aumentan los costos fijos expresados en costo por m³.

Comparado con la tecnología convencional, la UF ofrece los siguientes beneficios:

- Tiempo de construcción menor. Este es un factor importante en los contratos que tienen un tiempo de vida fijo. Cuando el tiempo de construcción puede disminuir, la planta puede producir agua más tiempo. Se considera que el periodo de construcción puede reducirse de 3 a 6 meses. Para un tiempo de vida de 20 años, significa un aumento en la producción neta de 1 a 2%.

■ Debido a la reducción en la frecuencia de limpieza de la membrana de OI, la planta tendrá más días operacionales por año. Si la duración de la limpieza es de 5 días por año, puede aumentar la producción neta hasta en un 2%.

■ Otros costos fijos, como la compra del terreno, también se reducirán.

La reducción total será cercana al 4% en otros costos fijos. Con la UF, el costo total de los costos fijos será aproximadamente de 22-23 centavos/m³.

Otros costos variables

Con la tecnología convencional como pretratamiento los costos variables son el 50% del costo, es decir, de 42-45 cent/m³. Se puede argumentar que los costos variables pueden ser reducidos cuando se reemplaza por las membranas de UF.

Menos ensuciamiento en las membranas de OI nos llevan a una disminución del flujo y por consecuencia en una menor presión de operación de la OI. Una planta de UF tiene un mayor grado de automatización por lo que el requerimiento de trabajo es menor. Sin embargo, estos ahorros son difíciles de cuantificar por lo que no existe una reducción apreciable en los costos variables.

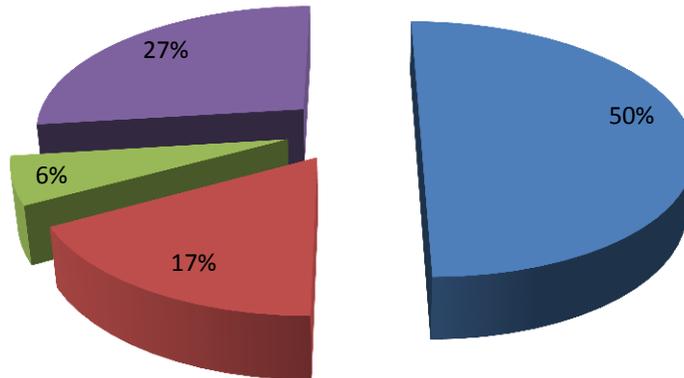
Costo total de la propiedad

En la siguiente página se muestran los gráficos que representan lo descrito anteriormente. Utilizando las membranas de UF como pretratamiento los costos asociados a éste no aumentan. El costo adicional que se genera al reemplazar la membrana está compensado por el hecho de que hay una reducción en los químicos (principalmente coagulantes).

Tomando en cuenta todos los factores mencionados anteriormente en el costo total de la propiedad (TCO) para este tipo de planta desaladora (UF/OI), los ahorros serán del 2-7% menor que los costos asociados a una planta desaladora con tratamiento convencional.

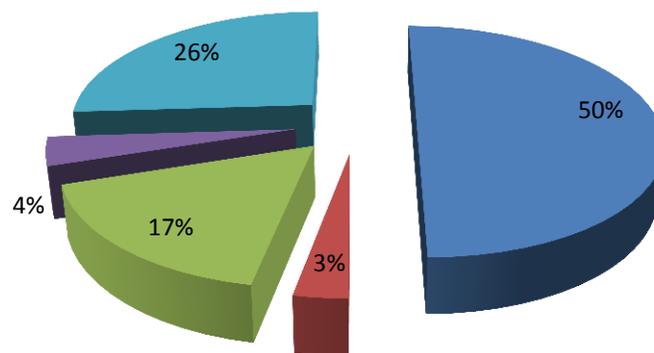
TCO Tratamiento Convencional

■ Otros costos variables ■ Pretratamiento ■ Limpieza OI ■ Otros costos fijos



TCO Pretratamiento con UF

■ Otros costos variables ■ Ahorros económicos ■ Pretratamiento
■ Limpieza OI ■ Otros costos fijos



Conclusiones

A lo largo de estos capítulos se ha mostrado la importancia y el impacto en el medio ambiente de la desalación del agua de mar para satisfacer las necesidades básicas del ser humano. De toda esta información, se concluye que:

Los principales problemas que existen en la operación de una planta desaladora de agua de mar son la corrosión y la incrustación. Los principales componentes incrustantes son el sulfato de calcio, el hidróxido de magnesio, el carbonato de calcio, los cuales se encuentran presentes en el agua de mar. Para atacar el problema de incrustación de un agua cruda se necesitan conocer las condiciones de temperatura y de concentración de la solución a las cuales es inestable. El problema de incrustaciones se puede prevenir diseñando procesos en los cuales no se alteren las condiciones a las cuales el agua es estable o bien mediante el control del grado de saturación para que la deposición de sólidos ocurra solamente después de que el agua ha salido de la unidad.

Las técnicas para controlar dichos problemas han sido mejoradas a lo largo de todos estos años, teniendo un efecto positivo en el funcionamiento de la planta. Estos pretratamientos tienen efecto en el costo final del agua producto, en el entorno social, económico y ambiental donde se encuentre ubicado el complejo, por lo que un correcto análisis preliminar debe ser efectuado para evitar conflictos que afecten a la producción.

De los pretratamientos innovadores se encuentran las membranas de microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración, teniendo cada uno sus ventajas e impactos en el proceso. Los tratamientos químicos siguen siendo utilizados por su bajo costo y por el control específico en las sales causantes de la incrustación. Para el control de la corrosión existe la protección catódica.

La corriente de alimentación al sistema debe presentar las siguientes características:

- Bajo nivel de sólidos suspendidos totales: la presencia de sólidos suspendidos puede bloquear los canales de alimentación del agua en un proceso de membrana o acumularse en los compartimientos de colección de salmuera en

un proceso térmico. Los procesos de membrana son mucho más sensibles a esta característica que los procesos térmicos.

■ **Bajo potencial de incrustación:** Las sales disueltas o los iones pueden estar lo suficientemente concentrados como para unirse a otros iones y formar compuestos químicos que precipiten. Estos compuestos formarán incrustación en las membranas o en las superficies de transferencia de calor.

■ **Baja actividad biológica:** Las técnicas de pretratamiento para evitar la actividad biológica involucran la adición de un fuerte oxidante tal como el cloruro o como el ozono. Esta técnica funciona bien para procesos térmicos, pero las membranas pueden ser dañadas con la presencia de éstos oxidantes. La utilización de esta técnica en los procesos de membrana requiere de un paso adicional que desactive el resto del oxidante añadido.

■ **Baja concentración de metales pesados:** Para los procesos de membrana no es un problema la presencia de estos metales, sin embargo, en los procesos térmicos los metales pesados atacarán las superficies de transferencia de calor y deberán ser removidos de la corriente. El pretratamiento más común es una trampa selectiva de iones que mueve dichos metales.

■ **Ausencia de elementos que puedan oxidarse y potencialicen la formación de partículas:** otras sustancias como el hierro y el manganeso pueden existir en la fuente de agua. Si también se encuentra presente el oxígeno o si se añade algún compuesto químico al agua, estos compuestos reaccionarán formando partículas. Por lo que la corriente a ser tratada no deberá estar expuesta al oxígeno. Si esto no es posible, los sólidos deberán ser filtrados del agua.

Cada una de las tecnologías difiere en su sensibilidad para estos requerimientos básicos de la corriente de alimentación. La selección del pretratamiento dependerá directamente de que tan bien el agua cruda proporcione las características antes mencionadas.

A continuación se muestra los requerimientos mínimos de calidad de la fuente de agua, los requerimientos típicos de pretratamiento y la utilización de los procesos desaladores comerciales:

Requerimientos mínimos de calidad de la fuente de agua

Procesos de membrana				
Temperatura			Magnesio	Bario
pH			Sodio	Estroncio
Sólidos disueltos totales			Potasio	Fluoruro
Conductividad			Hierro	Sulfuro de hidrógeno
Dureza			Manganeso	Color
Alcalinidad			Sulfato	Turbidez
Calcio			cloruro	Índice de densidad de sales (SDI)
Carbón orgánico total (TOC)			Oxidantes fuertes	Bromuro
Procesos térmicos				
Temperatura			Magnesio	Bario
pH			Sodio	Estroncio
Sólidos disueltos totales			Potasio	Fluoruro
Conductividad			Hierro	Sulfuro de hidrógeno
Dureza			Manganeso	Color
Alcalinidad			Sulfato	Turbidez
Calcio			cloruro	Índice de densidad de sales (SDI)
Carbón orgánico total (TOC)			Oxidantes fuertes	Bromuro
Cobre			Fosfato	Amonio
Nitrito y nitrato			Sílice	Recuento total de bacterias

Requerimientos típicos de pretratamiento

Proceso	Temperatura de operación	Tipo de fuente	Requerimientos de pretratamiento
Evaporación instantánea múltiple etapa (EIME)	190°F 80°C	Superficial o agua subterránea (pozos)	Antiincrustante
Evaporación instantánea múltiple efecto (EIME)	235°F 113°C	Superficial o agua subterránea (pozos)	Ácido o antiincrustante, desaireación, trampa de iones
Evaporación múltiple efecto (EME)	170°F 77°C	Superficial o agua subterránea (pozos)	Antiincrustante, trampa de iones
Compresión de vapor (CV)	Ambiente	Superficial o agua subterránea (pozos)	Antiincrustante, trampa de iones
Compresión de vapor (CV)	190°F 80°C	Superficial o agua subterránea (pozos)	Antiincrustante, trampa de iones
Ósmosis inversa (OI)	Ambiente	Agua subterránea (pozos)	Antiincrustante y ácido, cartuchos de filtración
Ósmosis inversa (OI)	Ambiente	Superficial	Filtración directa (1-2 etapas) o filtración de membrana, o coagulación-filtración, antiincrustante o ácido, cartuchos de filtración

Nota: la desinfección es requerida para sistemas que producen agua para beber, normalmente se utiliza la cloración. Las trampas de iones son necesarias cuando se utilizan tubos de intercambio de calor de aluminio. En los cartuchos de filtración se requiere un pretratamiento adicional para remover contaminantes específicos tales como el hierro, el manganeso o la sílice.

Utilización de los procesos desaladores comerciales

Factores	Procesos desaladores			
	Ósmosis inversa	EIME	EME	CV
Sólidos disueltos en la corriente de alimentación				
500-1000 ppm	GA	NA	NA	NA
1000-3000 ppm	GA	NA	NA	NA
3000-8000 ppm	GA	NA	NA	NA
8000-50,000 ppm	GA	GA	GA	GA
Capacidad de producción de la planta				
50,000-500,000 gpd	GA	NA	NA	GA
50,000-1,000,000 gpd	GA	NA	NA	GA
1,000,000-10,000,000 gpd	GA	NA	NA	A
10,000,00 gpd y mayores	GA	GA	GA	NA
Estatus comercial	GA	GA	GA	GA
Asociado a la generación de energía eléctrica	A	GA	GA	GA
Acotación				
NA	No aplica			
A	Aplica			
GA	Generalmente aplicada			

Al comenzar el proyecto de construcción del complejo desalador, se debe considerar su ubicación para evitar daños considerables al entorno, si la selección del sitio es correcta y se cuenta con buenas prácticas de disposición de residuos, los impactos pueden ser reducidos en su mayor parte, tanto en el aspecto ambiental como en el social.

Se debe tomar en cuenta, que la desalación no es la única solución a los problemas de escasez de agua en el mundo, es una alternativa que ofrece una solución al problema de demanda de agua que ha ido en aumento a lo largo del tiempo. La desalación de agua de mar tiene un enorme potencial económico debido a la ilimitada cantidad del agua salada en el mundo. El agua desalada llegará a ser económicamente viable para evitar que su valor de cambio incremente a medida en que la demanda del mismo lo haga. Hemos escuchado en los últimos años, que las futuras guerras serán por la posesión de este bien debido a la escasez del recurso hídrico, sin ver que el agua puede ser desalada a un costo relativamente bajo.

Las recomendaciones hechas al problema de escasez del recurso a nivel mundial son:

- Uso de la salmuera de rechazo en estanques solares para la generación de energía eléctrica y térmica.
- Mejora en los mecanismos de evaporación, ya que el tamaño de los estanques evaporadores afectan la velocidad a la que la salmuera de rechazo es evaporada.
- Hay posibilidad de producir algunos productos químicos a partir de la salmuera. Hay probabilidad de convertir el NaCl (cloruro de sodio) en Na₂CO₃ (carbonato de sodio), NaHCO₃ (bicarbonato de sodio) y NH₄Cl (cloruro de amonio) utilizando una serie de reactores intermitentes.

Bibliografía

Referencias bibliográficas

- [1] Encyclopedia of Desalination, James D. Birkett, *West Neck Strategies, Nobleboro, USA* Cap. 4 Pp 14.
- [2] Fundamentals of Salt water desalination, H.T.El-Dessouky & H.M Ettouney, ELSEVIER, pp. 446-448
- [3] Process Chemistry for Water and wastewater treatment, Benefield, Judkins & Weand, edit. Prentice-Hall, Cap. 8, pp. 239-241
- [4] Salt-Water Purification, Spiegler K.S, Edit. Plenum, Cap.4, pp.29-45, 42-44
- [5] SALINE WATER DISTILLATION PROCESSES, Porteous Andrew, Edit. Longman 1974, Cap. 2, 3, 4, 6, 7, 8.

Referencias bibliográficas (Artículos ELSEVIER)

- [6] Microfiltration and Ultrafiltration, Ata M. Hassan, Kevin Price.
- [7] UF Pretreatment for SWRO: pilot studies, Dawn F. Halpern, John McArdle, (2005)
- [8] Effects of coagulation on MF/UF for removal of particles as a pretreatment in seawater desalination, Hyun-Jin Yang, Han-Seung Kim, (2008)
- [9] Nanofiltration and calcium sulfate limitation for top brine temperature in Gulf desalination plants, M. Al-Shammiri, M. Ahmed, M. Al-Rageeb, (2004)
- [10] Unique application of large scale, cathodic-protection system on an MSF plant, T. Hodgkiess, N.A Najm-Mohammed, (2003)
- [11] Desalination and the Environment, Nicos X. Tsiourtis (2001)
- [12] N.S, Rao, R.T.N Venkateswara, G.B Rao and K.V.G Rao, Impact of reject water from the desalination plants on groundwater quality. *Desalination*, 78 (1990) 429-437.

[13] J.M Naredo, La encrucijada de la gestión del agua en España, Archipiélago, 57 (2003)

[14] Case studies on environmental impact of seawater desalination, J.Jaime Sadhwani, Jose M. Veza, Carmelo Santana (2005)

[15] “Direct” and socially-induced environmental impacts of desalination, G.L Meerganz von Medeazza (2005)

[16] Impact of land disposal of reject brine from desalination plants on soil and groundwater, A.M.O Mohamed, M. Maraga, J. Al Handhaly (2005)

[17] Economic evaluation of a new ultrafiltration membrane for pretreatment of seawater reverse osmosis, Frans Knops, Stephan van Hoof, Harry Futselaar, Lute Broens, (2006).

[18] Hydra Consultores S.L. Estudio Detallado de Impacto Ecologico del Proyecto de corstescion de la Potabilizadora de san Nicolás de Tolentino (La Alden), 2000. Report submitted to consejo Insular de agnas de Gran Canaria (in Spanish)

Referencias electrónicas

Fig. 1.2-1.11 www.conagua.gob.mx Año: 2010

Fig. 2.1 www.ebrisa.com Año: 2010

AnexoA. Año: 2011

<http://www.acsmedioambiente.com/LoNuevo/dsi.htm>

Anexo A

INDICE DE DENSIDAD DE SEDIMENTOS

INTRODUCCIÓN

El índice de densidad de sedimentos (Silt Density Index = SDI) o índice de "ensuciamiento" es un procedimiento sencillo desarrollado para estimar el grado de bloqueo o "ensuciamiento" de las membranas debido a la contaminación en forma de partículas coloidales, que comúnmente incluyen bacterias, arcillas, hierro. Compuestos químicos utilizados en la clarificación/filtración tales como sulfato de aluminio, cloruro férrico, polielectrolitos catiónicos pueden causar bloqueo coloidal. Este método es ampliamente aceptado en la industria, dado que principalmente mide la concentración coloidal.

El procedimiento de SDI determina la caída en el flujo a través de una membrana de 47 mm de diámetro y con un tamaño de poro de 0.45 μm . Este tamaño de poro es susceptible de ser obstruido por materia coloidal y no por arena o incrustantes.

La disminución en el flujo de agua es representado entre 1 a 100 unidades. Un rápido taponamiento indica niveles altos de contaminación coloidal por lo que el SDI será un número grande relativamente en comparación con el agua con bajas tendencias a ensuciarse.

¿Qué representa el valor del SDI?

La tendencia del agua de alimentación a ensuciar las membranas de los equipos de purificación, así como de las membranas de ósmosis inversa, deberá ser mantenida a un nivel aceptable para asegurar una operación económica y eficiente. Un SDI menor o igual a 5 (cinco) es aceptable.

Todos los módulos en espiral, incluyendo los de acetato de celulosa (CA), "Thin Film Composite" (TFC) y polisulfona de alto flujo (PSRO) deberán ser

alimentados con agua tratada cuando el SDI sea igual a 5 o menor. En membranas de fibra hueca es más recomendable un SDI de 3.

Un alto nivel de partículas puede tener un efecto indeseable en las membranas de ósmosis inversa y generar problemas, tales como:

- Rápida disminución en el flujo del producto, debido a que la superficie de las membranas se ensucia y bloquea.

- Un incremento en la presión de alimentación y una disminución en el flujo de rechazo, debido a que los canales de rechazo se restringirán, reduciendo la acción de barrido a través de las membranas.

- Una pérdida en la retención de sales (por lo tanto disminución en la calidad del producto) ya que la superficie de las membranas cambia de acuerdo al grado de "ensuciamiento".

¿Cómo reducir el SDI?

Algunos métodos de pretratamiento sugeridos para reducir el SDI incluyen:

- Microfiltración (Filtros de cartucho)
- Ultrafiltración
- Suavización (No reduce el SDI, reduce el "ensuciamiento" al estabilizar los coloides).
- Filtros multimedia
- Filtros de arena
- Filtros de Fierro (Greensand)
- Floculación

¿Qué método utilizar para medir SDI?

Si se requiere determinar la efectividad de un pretratamiento, cualquiera de los dos procedimientos: estándar o modificado pueden ser utilizados.

Para analizar agua con una alta tendencia a ensuciarse (por ejemplo las aguas municipales de abastecimiento con un SDI igual o mayor a 10 unidades) es recomendable utilizar el procedimiento modificado.

El procedimiento estándar deberá ser utilizado después de que el agua ha sido tratada por cualquier método de purificación, tales como la ultrafiltración u ósmosis inversa. Debido a que el nivel de contaminación será bajo se recomienda utilizar un filtro con un tamaño de poro de 0.1 μm en lugar de un filtro de 0.45 μm .

¿Cuándo llevar a cabo los análisis SDI?

Como parte de los análisis en sitio se deberán realizar las determinaciones del SDI en el agua de alimentación. La prueba deberá repetirse antes de la instalación del equipo para determinar si las condiciones del agua de alimentación han cambiado desde que el agua fue analizada por primera vez.

En el caso de que exista un pretratamiento el análisis del SDI deberá llevarse a cabo a intervalos regulares (semanalmente) con el objetivo de confirmar que el pretratamiento está operando eficientemente.

Si cualquier componente del tratamiento de agua es modificado, el SDI deberá ser determinado para comparar la eficiencia del nuevo equipo con respecto al sistema anterior.

Materiales

Para llevar a cabo el procedimiento de SDI es necesario un recipiente para filtros de 47 mm de diámetro, regulador de presión, medidor de presión, válvulas, conexiones, pinzas y discos de filtros de membranas. También se requiere un cronómetro y un contenedor de 100 ml o un cilindro graduado. (La figura 1 muestra el dispositivo).

Procedimiento

1. Antes de instalar el dispositivo de análisis, enjuague la línea de muestreo durante 3 o 5 minutos.

Nota: Si cuenta con un pretratamiento, este deberá de operar en las condiciones rutinarias.

2. Conecte el dispositivo SDI sin el filtro en la línea de muestreo. (Conexión ¼" NPTM)
3. Abra la válvula, que se encuentra localizada en el dispositivo de análisis y enjuague el dispositivo durante 2 minutos con el agua que será analizada.
4. Con ayuda del regulador de presión, establezca la presión en 30 psi (2 bars). El tornillo de ajuste del regulador deberá ser ajustado mientras exista un flujo pequeño.
5. Cierre la válvula y libere la presión.
6. Cuidadosamente coloque el filtro de 0.45 µm en el contenedor de filtro (47 mm). Colocar la parte brillante del filtro hacia arriba. Con el dedo pulgar apriete suavemente los tornillos.

Nota: En lugar de colocar una membrana de 0.45 µm (modelo HAWO 047 00), puede colocar una membrana modelo HAEP 047 00 con un lado hidrofóbico. El lado hidrofóbico permite que el aire sea fácilmente ventilado, y el paso 7 será eliminado.

7. Abra parcialmente la válvula y mientras el agua fluye a través del dispositivo, cuidadosamente afloje las dos manivelas e incline el contenedor para asegurarse que todo el aire ha sido eliminado del contenedor del filtro.

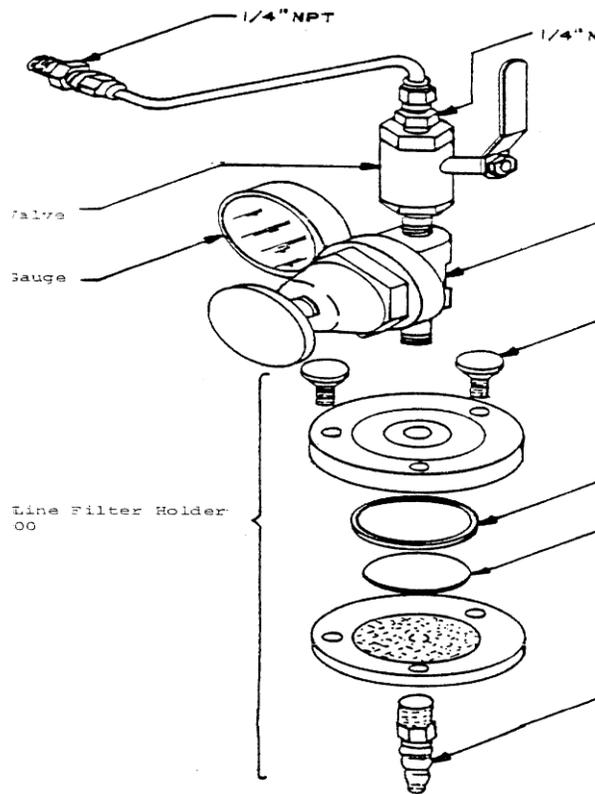
Nota: Si el aire no ha sido eliminado completamente de la corriente del filtro, al final del procedimiento se formarán burbujas que bloquearán las membranas.

8. Con el dedo pulgar, apriete los tornillos del contenedor del filtro.

Procedimiento estándar

1. Coloque el cilindro graduado para medir el flujo.
2. Abra la válvula completamente y mida el flujo. Con ayuda del cronometro, determine en cuanto tiempo el contenedor se llena. Registre el tiempo.
3. Después de transcurridos 5, 10 y 15 minutos, mida el flujo. Si el flujo se detiene antes de los 15 minutos, registre este tiempo.

Figura 1. Dispositivo SDI



Procedimiento Modificado

1. Abra completamente la válvula.
2. Mida cuánta agua fluye antes de que la membrana se tape completamente. Registre el tiempo.

Nota: Un 100% de bloqueo se asume cuando el flujo inicial establecido en la corriente se rompe.

Es aconsejable repetir dos o más veces el procedimiento para confirmar los resultados. Si existe una diferencia grande, es necesario realizar una tercera prueba.

Si se utiliza un equipo de ajuste de pH, el dispositivo de SDI deberá ser operado con y sin la operación del equipo de ajuste de pH. Los resultados mostrarán si el pH está ocasionando que cualquier sólido disuelto salga con la solución, aumentando la tendencia de "ensuciamiento" del agua. Se ha mostrado un aumento de tres o hasta cinco veces el SDI cuando la alimentación ácida o la mezcla catiónica es usado para ajustar el pH.

Cálculos para el procedimiento estándar

Para estimar el porcentaje de taponamiento, utilice la relación del cambio de flujo tomada inicialmente y después de 15 minutos:

$$\% \text{ Taponamiento} = \frac{\text{Tiempo de llenado @15 min.} - \text{Tiempo de llenado inicial}}{\text{Tiempo de llenado @15 min.}} \dots (1)$$

Entonces el valor del SDI puede ser calculado:

$$SDI = \frac{\% \text{ Taponamiento}}{\text{Tiempo de operación}} \dots (2)$$