

LA DESALINIZACION DEL AGUA

Teoría, técnica y procedimientos para obtener un recurso vital para sociedad contemporánea

OSCAR BARRACCHINI MORENO
Nº Registro de la Propiedad Intelectual
M-005983/2008 Madrid, España

Septiembre, 2004

La Desalinización del Agua

AGRADECIMIENTO

Este trabajo no se habría realizado sin el apoyo incondicional de mi esposa Estrella y de mis hijos Andrea y Oscar, ellos han sido sacrificados en tiempo, cariño, en diversiones; pero por ello , han sido el motor necesario para cumplir un sueño, un reto, y unas aspiraciones en un País que nos ha brindado bienestar , sin dejarnos olvidar que se logra con esfuerzo y sacrificio.

A todos ellos mi más afectuoso cariño y agradecimiento.

Oscar Barracchini Moreno

INDICE DE CONTENIDOS

	<i>Página</i>
OBJETIVOS.	9
INTRODUCCIÓN.	10
1. DESALINIZACION.	12
1.1. Tecnologías de la desalinización.	17
1.1.1. Proceso evaporación- ebullición (destilación)	26
1.1.2. Desalinización por destilación solar.	28
1.1.3. Destilación por compresión de vapor (CV)	29
1.1.4. Destilación por multiefecto (MED)	31
1.1.5. Destilación por evaporación súbita (MSF)	35
2. PROCESOS DE MEMBRANA	40
2.1. Ósmosis Inversa	40
2.1.1. Conceptos y ecuaciones de cálculo en el proceso de ósmosis inversa.	48
2.1.2. Dimensionamiento de los sistemas de ósmosis inversa (RO).	51
2.1.2.1. Parámetros de operación.	51
2.1.2.2. Índice de conversión del permeato.	52
2.1.2.3. Índice de flujo del permeato.	53
2.1.3. Configuración del flujo.	54
2.1.3.1. Utilización en etapas del concentrado.	54
2.1.3.2. Utilización en etapas del permeato.	55
2.1.3.3. Límites.	56
2.1.4. Ensucadores de membranas (RO), y su eliminación en el elemento de mezcla de acetato de celulosa.	57
2.1.4.1. Ensucadores	57
2.1.4.2. Soluciones de limpieza	59
2.1.4.3. Eliminación del ensucamiento.	60
2.1.4.4. Soluciones de limpieza.	62
2.1.4.5. Operación de limpieza y enjuague (mantenimiento preventivo)	62
2.1.5. Procedimiento de medida del índice de densidad de sedimento (S.D.I.).	64
2.1.6. Biocida para desinfección y almacenamiento de membranas.	65
2.1.7. Especificaciones Técnicas de la solución Osmosis Inversa.	66
2.1.7.1. Generalidades.	66
2.1.7.2. Disposición General.	66
2.1.7.3. Membranas semi-permeables.	67
2.1.7.4. Recipientes.	68
2.1.7.5. Pretratamiento del agua de mar.	68
2.1.7.6. Turbobombas de alta presión.	69

2.1.7.7. Instrumentos de control.	70
2.1.8. Postratamiento.	73
3. SISTEMA POR ELECTRODIALISIS.	74
4. OTROS PROCESOS.	76
4.1. Congelación.	76
4.2. Intercambio iónico.	77
4.3. Formación de Hidratos.	79
4.4. Extracción con disolventes.	80
5. PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL AGUA, DISTINTOS A LOS PROCESOS DE DESALINIZACIÓN.	80
5.1. Procesos físicos.	80
5.2. Procesos Químicos.	81
5.3. Procesos Biológicos.	81
6. CONSIDERACIONES ENERGÉTICAS.	82
6.1. Plantas Duales.	82
6.2. Sistemas Híbridos.	82
7. CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES.	83
8. ASPECTOS ADMINISTRATIVOS Y LEGISLACIÓN.	84
8.1. Cumplimiento de la legislación de aguas.	84
8.2. Cumplimiento de la legislación de industria	85
8.3. Cumplimiento de la legislación de costas.	86
8.4. Estudio de impacto ambiental	86
CONCLUSIONES	87
BIBLIOGRAFÍA	89
ANEXOS.	90

INDICE DE CUADROS

- I. **CUADRO I.-** Tipo de agua y concentración en sales. Clasificación de aguas saladas en Estados Unidos.
- II. **CUADRO II.-** Iones mayoritarios en el agua de mar.
- III. **CUADRO III.-** Plantas desalinizadoras operativas en España.
- IV. **CUADRO IV.-** Coste de capital de una planta de destilación por efecto múltiple (CV).
- V. **CUADRO V.-** Coste anual de una planta desalinizadora mediante la destilación por efecto múltiple.
- VI. **CUADRO VI.-** Coste del M3. de agua producida por efecto múltiple.
- VII. **CUADRO VII.-** Coste de capital de una planta desalinizadora dual por evaporación súbita.
- VIII. **CUADRO VIII.-** Coste del M3. de agua producido por evaporación súbita dual.
- IX. **CUADRO IX.-** Coste de capital de una planta desalinizadora dual por RO.
- X. **CUADRO X.-** Coste anual de una planta desalinizadora dual por RO.
- XI. **CUADRO XI.-** Distribución coste por M3. en una planta desalinizadora por RO
- XII. **CUADRO XII.-** Índice de flujo de diseño.
- XIII. **CUADRO XIII.-** Índices medios del flujo y reducción previsible anual del flujo.
- XIV. **CUADRO XIV.-** Incremento anual del porcentaje del paso de sales.
- XV. **CUADRO XV.-** Índice de flujo máximo de alimentación y mínimo de contracción por tubo.
- XVI. **CUADRO XVI.-** Límites de saturación de las sales poco solubles en el concentrado.
- XVII. **CUADRO XVII.-** Soluciones de Limpieza

INDICE DE FIGURAS

- Figura 1.** Esquema del proceso de desalinización por CV.
- Figura 2.** Ejemplo de determinación del número óptimo de efectos en una planta MED.
- Figura 3.** Esquema del proceso de desalinización por MED (alimentación equicorriente).
- Figura 4.** Diagrama de una planta multiefecto.
- Figura 5.** Desaladora por MED.
- Figura 6.** Relación entre el número de etapas de un proceso MSF y la superficie específica de intercambio de calor.
- Figura 7.** Diagrama de destilación “flash-multietapa”.
- Figura 8.** Planta desalinizadora por MSF
- Figura 9.** Planta desalinizadora por MSF.
- Figura 10.** Instalación de membranas en plantas tipo RO.
- Figura 11.** Fenómenos de ósmosis y ósmosis inversa.
- Figura 12.** Plano planta ósmosis inversa modular.
- Figura 13.** Planta ósmosis inversa modular.
- Figura 14.** Planta de ósmosis inversa.
- Figura 15.** Descripción membrana ósmosis inversa.
- Figura 16.** Aditivos químicos para la limpieza.
- Figura 17.** Aditivos químicos para mantenimiento preventivo.
- Figura 18.-** Membrana tipo espiral.
- Figura 19.** Ensambladura membrana en espiral.
- Figura 20.** Bombas de alta presión. Plantas RO.
- Figura 21.** Armario de control de alarmas e instrumentación planta tipo RO.
- Figura 22.** Tanques de pretratamiento y postratamiento, plantas RO.
- Figura 23.** Esquema del proceso por electrodiálisis (ED)
- Figura 24.** Esquema del proceso de desalinización por congelación.
- Figura 25.** Esquema del proceso de los sistemas híbridos.
- Figura 26.** Cuadro comparativo de procesos.
- Figura 27.** Planta desalinizadora MSF

Figura 28. Planta RO – modular – detalle interno.

Figura 29. Planta RO- agua salada.

Figura 30. Planta desalinizadora MSF.

Figura 31. Planta desalinizadora tipo RO- modular-

Figura 32. Vista frontal planta RO.

OBJETIVOS.

- Conocer la importancia de la desalinización como una de las posibilidades de obtención de recursos hídricos en España y en el ámbito mundial.
- Identificar los métodos más comunes de desalinización, comprendiendo las ventajas e inconvenientes que cada uno de ellos ofrecen.
- El proceso de desalinización por el sistema de ósmosis inversa.
- Reconocimiento del impacto medioambiental de los procedimientos y de las instalaciones de desalinización del agua.
- Señalar los aspectos legales y administrativos más importantes, vinculados a la construcción, puesta en marcha y mantenimiento de una planta de desalinización.

INTRODUCCION.

Durante siglos, se ha considerado el agua dulce como un bien inagotable y ha sido un recurso mal administrado. A lo largo de este siglo el agua dulce ha ido escaseando cada vez más. En algunas zonas del planeta (como en el continente africano) se ha ido produciendo una desertización paulatina que afecta principalmente a países pobres.

Muchos de ellos poseen grandes extensiones de costa árida y desértica y tienen a su alcance grandes cantidades de agua, el mar, con el inconveniente de ser salada y, por tanto, no apta para el consumo humano.

En países industrializados y sin problemas – en teoría - de agua se empezó a ver, a partir de la década de los 60, la necesidad de regular los recursos hídricos: gasto, reciclaje y distribución de agua, ya que las demandas de agua y los problemas de abastecimiento eran cada vez mayores al aumentar la población, el nivel de vida y la industrialización. Los ríos contaminados y cada vez con menores caudales y el agotamiento de yacimientos hídricos ha dado lugar al progresivo aumento de la salinidad de los mares interiores y los estuarios y a las filtraciones de agua de mar en los yacimientos próximos a las costas.

El consumo de agua a escala mundial se ha multiplicado por 7 durante este siglo. En la actualidad el consumo medio de agua es de 1,2 m³/día por habitante y se considera escasez de agua un consumo menor a 1.000 m³/año por habitante. Actualmente hay 26 países, que suponen unos 430 millones de personas, que no poseen este suministro mínimo de agua y se calcula que estas cifras pueden multiplicarse por 4 durante los próximos 50 años.

El nivel de vida de un país no sólo está directamente relacionado con el consumo de agua, sino, con el reparto que se hace de ella. En el ámbito mundial, la agricultura gasta un 69 % del agua consumida, un 23 % se destina a la industria y un 8 % a uso urbano.

La seriedad del tema se refleja en la declaración por parte de las Naciones Unidas del decenio 1981-1990 como el Decenio Internacional del Agua Potable y de su saneamiento.

España posee, actualmente, 12 cuencas hidrográficas: Norte, Duero, Tajo, Guadiana, Guadalquivir.Sur, Segura, Júcar, Ebro, Pirineo Oriental Islas Baleares e Islas Canarias. Todas las cuencas del litoral sur-levante son deficitarias y su déficit hídrico va aumentando.

El 80 % del agua que se consume en España es para usos agrícolas, el 10% se consume en usos urbanos y el 10% en usos industriales. En la actualidad en España se consume un 50 % más

de agua que hace 10 años; pero aunque va aumentando la escasez de agua, sobre todo en el sur – levante, se calcula que en algunas ciudades se pierde un 60 % del agua distribuida por fugas debidas a instalaciones deficientes.

Actualmente las directrices mundiales en la política de aguas se centran fundamentalmente en tres aspectos: conservación de la cantidad y calidad de los recursos hídricos, planificación y administración óptima de la gestión del agua e investigación y enseñanza en hidrología y recursos hidráulicos. La desalinización tanto de agua de mar como de aguas salobres es una de las actuales posibilidades de obtención de recursos hídricos.

El Plan Hidrológico Nacional (PHN) contempla multiplicar por 8 la reutilización del agua y por 15 la desalinización de agua de mar.

1. DESALINIZACION

La desalinización de agua (de mar y salobre) consiste en la obtención de agua dulce a partir de agua que por su elevada concentración en sales, no es apta para el consumo humano ni para usos industriales o agrícolas.

El 71 % de la superficie del planeta Tierra es agua, en volumen. Esto supone aproximadamente 1,35 billones de Hm³ de agua de los que un 97,2 % corresponde a aguas saladas de mares y océanos, un 2,2 % a agua dulce de los casquetes polares y glaciares y un 0,6 % a las aguas dulces de ríos, lagos, aguas subterráneas y vapor.

El agua, H₂O, aunque muy abundante en la naturaleza, no se suele encontrar en estado puro sino que suele llevar sales disueltas. Según la concentración de estas sales se habla de agua dulce, agua salobre, agua de mar y salmuera.

CUADRO I (*)

Tipo de agua	Concentración en sales, c (ppm)
Dulce	c < 1.000 ppm
Salobre:	
Poco	1.000 <- c <- 5.000 ppm.
Media	5.000 <- c <- 15.000 ppm
Fuerte	15.000 <- c <-35.000 ppm.
De mar	35.000 <- c <- 45.000 ppm.
Salmuera	c > 45.000 ppm.

**Clasificación de aguas saladas en EE.UU.*

No se puede dar una definición cuantitativa del agua del mar, por tratarse de una solución acuosa de composición variable según los lugares y la profundidad. No obstante, se puede hablar, a nivel general, de la composición química y biológica y de las propiedades físicas del agua de mar.

El agua de mar es una solución acuosa de gran cantidad de sustancias, la mayor parte de las sustancias son sales (sobre todo cloruros) de elementos alcalinos y alcalinotérreos que constituyen, en peso, aproximadamente el 99% de los sólidos del agua de mar. Las relaciones entre iones se mantienen constantes en todos los mares y a cualquier profundidad (Ley de Dittmar). Su PH medio es de 8,2.

CUADRO II

IONES MAYORITARIOS EN EL AGUA DE MAR.

ION	g/kg de agua de mar de S= 35 0/00	%
CL-	19,35	55,04
NA+	10,7	30,62
2-		
S04	2,71	7,71
Mg2+	1,29	3,68
Ca2+	0,41	1,17
K+	0,40	1,14
HCO3-	0,12	0,33
Br-	0,07	0,19

La salinidad absoluta (s) es el cociente entre la masa de las sales disueltas y la masa de la disolución (agua de mar), habitualmente se expresa en 0/00. Debido a la relación constante entre iones, la salinidad puede determinarse a partir de la clorinidad (cl), más fácil de medir.

$S(0/00) = 1,80655 \text{ cl } (0/00)$
--

La clorinidad expresada en 0/00 viene dada por la masa en gramos de los equivalentes - cloruro de los haluros contenidos en un kilo de agua de mar (esta masa se obtiene multiplicando el número de

equivalentes de haluros obtenidos en la valoración por 35,45, peso atómico del cloro) .

Con el desarrollo de métodos de medida (conductímetros), hoy en día se utiliza una salinidad práctica que es un número adimensional derivado de la relación (R) de conductividades (a 15 °C a 1 at) entre el agua considerada y un agua estándar, cuya salinidad se establece en 35 por definición, y que tiene la misma conductividad que una solución de 32,4356 gr de KCl en 1 Kg de disolución.

$$S = 0,08996 + 28,2970R + 12,80832 R^2 - 10,67869 R^3 + 5,98624 R^4 - 1,32311 R^5$$

Los valores extremos de la salinidad se presentan en el Mar Báltico, con una salinidad próxima al 16 0/00 y en el Mar Rojo en el que alcanza el 41 0/00. En las costas españolas, la salinidad superficial varía desde 37,7 0/00 en la costa norte de Cataluña a 34,5 0/00 en la costa vasca, siendo decreciente a lo largo del perímetro de la península entre ambos lugares, en las costas de Canarias la salinidad es de 36 0/00.

Los gases atmosféricos se disuelven también en el agua del mar según sus coeficientes de solubilidad, sus presiones parciales y la temperatura del agua. Los gases que se suelen encontrar en el agua de mar son: oxígeno (O₂) , nitrógeno (N₂) , dióxido de carbono (CO₂) y gases nobles. La concentraciones de oxígeno y dióxido de carbono dependen también de la actividad biológica marina. También existe ácido sulfhídrico (H₂S) que se origina en los procesos de descomposición de la materia orgánica de los fondos marinos.

Las sustancias orgánicas que se encuentran en el mar provienen de las secreciones de los organismos vivos y de su descomposición y, por otro lado, de los vertidos de aguas residuales costeras y de contaminantes orgánicos (como los hidrocarburos) vertidos por el hombre.

El agua de mar es un medio especialmente apto para la vida por la gran variedad de sales que contiene. La distribución y características morfológicas de la vida marina vienen condicionadas por la temperatura, la densidad y la presión (profundidad) en que se desarrolla.

El agua de mar posee unas constantes físicas muy parecidas a las de agua pura: 1,024 <- d <- 1,025 gr/cm³ a 15°C y su viscosidad es aproximadamente un 6 % mayor que la de agua pura. La temperatura es el parámetro físico más variable según los mares y según la profundidad y la latitud.

La desalinización natural es parte del ciclo hidrológico del agua, La lluvia (agua dulce) cae sobre la tierra y fluye hacia el mar. Al desplazarse, tanto por los ríos como por corrientes subterráneas, el agua va disolviendo minerales y otras sustancias aumentando así su salinidad hasta que vuelve al mar o a los océanos. Una parte se evapora por efecto de la radiación dejando las sales y formando nubes que posteriormente darán lugar a la lluvia volviendo a repetirse todo el ciclo. (Ciclo del agua). Se calcula que el aporte de sales al mar es de unos 540 millones de toneladas por año.

De acuerdo con los datos anteriores, si esto significase un aumento lineal en la salinidad, en la actualidad los mares tendrían una elevada salinidad y no existiera vida. Ya que esto no es así, se cree que la propia vida marina regula la salinidad del mar, al igual que ocurre con la composición atmosférica, pero los patrones de dicha regulación todavía no se conocen a fondo.

El interés cada vez más creciente en los temas de desalinización llevó en Estados Unidos a la creación, a principios de los años 50, de la *Office of Saline Water* (OSW), y posteriormente, otras organizaciones tales como la oficina de Investigación y tecnología del agua (*Office of Water Research and Technology* , OWRT).

En mayo de 1962, en Atenas, se celebró el 1º Simposio europeo sobre el Agua Dulce a Partir de Agua de Mar. En octubre de 1965, en Washington, tuvo lugar el 1º Simposio mundial sobre Desalinización de Aguas.

Desde finales de los años 60, se comenzaron a construir instalaciones, en varias partes del mundo, con capacidad de producción por unidad de hasta 8.000 metros cúbicos diarios. La mayoría de ellas por el proceso de destilación de agua de mar, apareciendo los procesos comerciales de membranas, en los años 70.

Al principio se usaron los procesos de destilación para las aguas salobres pero su carestía limitó el crecimiento de este tipo de recursos. Cuando la electrodiálisis se introdujo, se pudo tratar el agua salobre a precios muchos más económicos y por ello se implantó en muchos casos. De igual forma, la osmosis inversa se utilizó originalmente para aguas salobres, aunque se ha demostrado que este proceso es también adecuado para agua de mar.

En España las primeras plantas desalinizadoras de agua de mar se construyeron en 1966 en Ceuta (4.000 m³/día) y en Alcodia (143 m³/día). Posteriormente se empezaron a construir plantas en las Islas Canarias donde actualmente se genera el 95% de la producción nacional de agua desalinizada.

CUADRO III

PLANTAS DESALINIZADORAS OPERATIVAS EN ESPAÑA

Las Palmas III	58.000 m ³ /día.
Bahía de Palma	53.000 m ³ /día.
Costa del Sol Occidental	45.000 m ³ /día
Las Palmas –Telde	37.000 m ³ /día (MED)
San Tugores	35.000 m ³ /día
(agua salobre)	
Bajo Almanzora salobre)	30.000 m ³ /día (agua
Mancomunidad del Sureste	25.000 m ³ /día
Maspalomas II	24.000 m ³ /día
Adeje-Arona	20.000 m ³ /día
Maspalomas I	18.500 m ³ /día
(EDR)	

La capacidad instalada en España es superior a los 800.000 m³/día las cuales por las características del agua son:

Desalinización de agua de mar	47,1 %
Desalinización de agua salobre	52,9 %

En conjunto puede estimarse que entre un 20 % y un 25 % del número total de desalinizadoras existentes en España son de agua de mar.

Las plantas desalinizadoras existentes en el mundo se pueden clasificar según su capacidad de producción en:

- 1. Gran capacidad $c > 100.000$ m³/día**
- 2. Capacidad media $3.000 < c < 100.000$ m³/día.**
- 3. Pequeña capacidad $c < 3.000$ m³/día.**

En Oriente Medio (Arabia Saudí, Emiratos Árabes Unidos y Kuwait) están situadas las plantas de desalinización con mayor capacidad del planeta. Allí se encuentra el 22% del total de plantas existentes, las cuales proporcionan el 44% de la producción mundial de agua desalinizada.

En Estados Unidos se encuentran las plantas de desalinización de menor capacidad, con el 21 % de las plantas existentes que dan lugar al 15 % de la producción mundial.

1.1.- TECNOLOGÍAS DE LA DESALINIZACIÓN.

Se entiende como tecnología de desalinización los procesos que se utilizan para desalinizar agua salada separándola en una corriente de agua con baja concentración de sales (agua dulce) y otra con una alta concentración de sales (salmuera).

Diferentes procesos físicos y químicos se pueden aplicar para separar las sales del agua de mar.

1. Destilación / evaporación
2. Ósmosis
3. Electrólisis
4. Cristalización
5. Intercambio iónico

Todos ellos requieren consumo de energía que puede proceder de diversas fuentes.

- Hidrocarburos
- Renovables (eólica, solar, fotovoltaica,....

Antes de proceder a la descripción de los procesos que pueden modificar la calidad de las aguas se describen a continuación los parámetros más utilizados en el control de los procesos de tratamiento, clasificados en físicos, químicos, orgánicos, biológicos y bacteriológicos.

a. Parámetros físicos.

- **Sabor y olor:** Son valoraciones organolépticas de determinación subjetiva para las que no existen instrumentos de observación, ni registro, ni unidades de medida.
- **Color:** Es la capacidad de absorber ciertas radiaciones del espectro visible. No se puede atribuir a ningún constituyente en exclusiva, aunque ciertos colores en aguas naturales son indicativos de la presencia de ciertos contaminantes. El agua pura sólo es azulada en ciertos espesores.

Las medidas de color se hacen normalmente en laboratorio, por comparación con un estándar arbitrario y se expresa en unidades *Hazen*.

Según el origen del color los principales tratamientos de eliminación pueden ser la coagulación y filtración, la cloración o la absorción en carbón activo.

- **Turbidez:** Es la dificultad del agua para transmitir la luz debido a materiales insolubles en suspensión, coloidales o muy finos. Son difíciles de decantar y filtrar, y pueden dar lugar a la formación de depósitos en las conducciones, equipos de proceso, etc. Su medición se realiza por comparación con la turbidez inducida por diversas sustancias. Existen diversos tipos de turbidímetros que dan valores numéricos prácticamente idénticos. La turbidez se elimina mediante proceso de coagulación, decantación y filtración.
- **Conductividad y Resistividad:** La conductividad es la medida de la capacidad del agua para conducir la electricidad y es indicativa de la materia ionizable total presente en el agua. El agua pura contribuye mínimamente a la conductividad, y en su casi totalidad es el resultado del movimiento de las impurezas presentes.

La resistividad es la medida recíproca de la conductividad.

El aparato utilizado es el *conductivímetro* cuyo fundamento es la medida eléctrica de la resistencia de paso de la electricidad entre las dos caras opuestas de un prisma rectangular comparada con la de una solución de *clk* a la misma temperatura y referida a 20°C.

La unidad estándar de la resistencia eléctrica es el *Ohm* y se expresa en *megaohms-centímetro*. La conductividad se expresa en valor recíproco, normalmente como *microsiemens por centímetro*. Para el agua ultra pura los valores respectivos son 18,24 Mohms.cm y 0,05483 Cs/cm a 25°C.

b. Parámetros Químicos.

- **PH:** Es una medida de la concentración de iones hidrógeno, y se define como $pH = \log(1/H^+)$. Es una medida de la naturaleza ácida o alcalina de la solución acuosa. La mayoría de las aguas naturales tienen un pH entre 6 y 8.

Su medición se realiza con un *pHmetro*, aunque también se puede disponer de papeles especiales que, por coloración, indican el pH. Los valores del pH han de ser referidos a la temperatura de medición, pues varían con ella.

El pH se corrige por neutralización.

- **Dureza:** Mide la capacidad de un agua para producir incrustaciones debido a la presencia de sales disueltas de calcio y magnesio. Es la principal fuente de depósitos e incrustaciones en calderas, intercambiadores de calor, tuberías, etc. Por el contrario, las aguas muy blandas son agresivas y pueden no ser indicadas para el consumo.

Existen diversas formas de dureza:

1. Dureza total o título hidrotimétrico (TH). Mide el contenido total de iones Calcio y Magnesio. Se puede distinguir entre dureza de Calcio (THCa) y la dureza de Magnesio (THMg).
2. Dureza Permanente o no carbonatada. Mide el contenido en iones Calcio y Magnesio después de someter el agua a ebullición y recuperación del volumen inicial con agua destilada. El método es de poca exactitud y depende de las condiciones de ebullición.
3. Dureza temporal o carbonatada. Mide la dureza asociada a iones CO_3H , eliminable con ebullición, y es la diferencia entre la dureza total y la permanente.

Si la dureza es inferior a la alcalinidad toda la dureza es carbonatada, pero si la dureza es superior a la alcalinidad hay una parte de dureza no carbonatada, asociadas a otros iones.

Se expresa en meq/l, p.p.m. de CO_3Ca , o en grados hidrométricos. Las aguas con menos de 50 p.p.m. en CO_3Ca se llaman BLANDAS, hasta 100 ligeramente duras, hasta 200 moderadamente duras, y a partir de 200 p.p.m. muy duras.

Para disminuir la dureza de las aguas se pueden someter a tratamiento de ablandamiento o desmineralización.

- **Alcalinidad:** Es una medida de la capacidad para neutralizar ácidos. Contribuye a la alcalinidad los iones bicarbonato, carbonato y oxhidrilo, y también los fosfatos y ácido silícico u otros ácidos de carácter débil. Los bicarbonatos y los carbonatos pueden producir CO_2 en el vapor, que es una fuente de corrosión en las líneas de condensado. También puede producir espumas, provocar arrastres de sólidos y fragilizar el acero de las calderas.

Se distingue entre, **alcalinidad total** (TAC): medida por adición de ácido hasta el viraje del anaranjado de metilo, a pH entre 4,4 y 3,1 y, la **alcalinidad simple** (TA): medida por el viraje de la fenoftaleína, a pH entre 9,8 y 8,2. A partir de ambas mediciones se pueden determinar las concentraciones en carbonato, bicarbonato e hidróxido.

Se mide en las mismas unidades que la dureza. Se corrige por descarbonatación con cal, tratamiento con ácido, o desmineralización por intercambio iónico.

- **Coloides:** Es una medida del material en suspensión en el agua que, por su tamaño alrededor de los 10 a menos 4 m.m., se comporta como una solución verdadera y, por ejemplo, atraviesa el papel de filtro. Los coloides pueden ser de origen orgánico (ejemplo: macromoléculas de origen vegetal) o inorgánico (ejemplo: óxido de hierro y manganeso). En aguas potables puede ser una molestia sólo de tipo estético.

La dificultad de sedimentación se salva con un proceso de coagulación-floculación previo. Si se debe a DBO en aguas residuales se puede tratar biológicamente. La filtración es insuficiente y requiere un proceso de ultrafiltración.

- **Acidez Mineral:** Es la capacidad para neutralizar bases. Es raro que las aguas naturales presenten acidez, sin embargo, las aguas superficiales pueden estar contaminadas por ácidos de drenajes mineros o industriales. Pueden afectar a tuberías o calderas por corrosión. Se mide con las mismas unidades de la alcalinidad, y se determina mediante adición de base. Se corrige por neutralización con álcalis.
- **Sólidos Disueltos:** Los sólidos disueltos o salinidad total, es una medida de la cantidad de materia disuelta en el agua, determinada por evaporación de un volumen de agua previamente filtrada. Corresponde al residuo seco con filtración previa.

Los procesos de tratamiento son múltiples en función de la composición, incluyendo la precipitación, intercambio iónico, destilación, electrodiálisis y ósmosis inversa.

- **Sólidos en suspensión:** Es una medida de los sólidos sedimentables (no disueltos) que pueden ser retenidos en un filtro. Se puede determinar pesando el residuo que queda en el filtro, después de secado. Son indeseables en las aguas de proceso porque pueden causar depósito en las conducciones, calderas, equipos, etc. Se separan por filtración y decantación.
- **Sólidos Totales:** Es la suma de los sólidos disueltos y de los sólidos en suspensión.
- **Residuo Seco:** Es el peso de los materiales después de evaporar un litro de agua. Si ésta ha sido previamente

filtrada, corresponderá al peso total de sustancias disueltas, sean volátiles o no. Conviene fijar la temperatura a la que se ha realizado la evaporación; Si se ha hecho a 105 °C pueden haber bicarbonatos, agua de hidratación y materia orgánica. A 180 °C los bicarbonatos han pasado a carbonatos, se ha desprendido el agua de cristalización y se habrá desprendido o quemado la materia volátil. El residuo o calcinación es menor que los anteriores, pues los carbonatos se destruyen perdiendo CO₂.

- **Cloruros:** El Ion-cloruro forma sales en general muy solubles y suele ir asociado al Ión-sodio, especialmente, en aguas muy salinas. Las aguas dulces contienen entre 10 y 250 p.p.m de cloruros, pero no es raro encontrar valores mucho mayores. Las aguas salobres pueden tener centenares e incluso millones de p.p.m. El agua de mar contiene alrededor de 20.000 p.p.m.

El contenido en cloruros afecta la potabilidad del agua y su potencial uso agrícola e industrial. A partir de 300 p.p.m, el agua empieza a adquirir un sabor salado. Las aguas con cloruros, pueden ser muy corrosivas debido al pequeño tamaño del ión que puede penetrar la capa protectora en la interfase óxido-metal y reaccionar con el hierro estructural. Se valora con nitratos de plata usando cromato potásico como indicador.

Se separa por intercambio iónico, aunque es menos retenido que los iones polivalentes, por lo cual las aguas de alta pureza requieren un pulido final.

- **Sulfatos:** El ión sulfato corresponde a sales moderadamente solubles a muy solubles. Las aguas dulces contienen de 2 a 150 p.p.m y el agua de mar cerca de 3.000 p.p.m. Aunque en agua pura se satura a unos 1.500 p.p.m., como SO₄Ca, la presencia de otras sales aumenta su solubilidad.

La determinación analítica por gravimetría con cloruro de bario es la más segura. En presencia de iones de calcio, se combina para formar incrustaciones de sulfato cálcico. Su eliminación se realiza por intercambio iónico.

- **Nitratos:** El ión nitrato forma sales muy solubles y bastante estables, aunque en medio reductor puede ser nitrito, nitrógeno o amoníaco. Las aguas normales contienen menos de 10 p.p.m, y el agua de mar hasta 1 p.p.m, pero las aguas contaminadas, principalmente por fertilizantes, pueden llegar a varios centenares de p.p.m.

Su determinación en laboratorio es complicada y se realiza generalmente por espectrofotometría, resultante de la absorción de la radiación UV por el ión nitrato. Se elimina por intercambio iónico.

Su presencia en las aguas superficiales, junto con fosfatos, determina la eutrofización, que se caracteriza por un excesivo crecimiento de las aguas.

En general se encuentra en el agua más de 1 p.p.m, pero puede llegar a algunas decenas debido al uso de fertilizantes. Puede ser crítico en la eutrofización de las aguas superficiales. No suele determinarse en los análisis de rutina, pero puede hacerse colorimétricamente.

- **Fluoruros:** El ión fluoruro corresponde a sales de solubilidad en general muy limitada. No suele hallarse en proporciones superiores a 1 p.p.m. Su análisis suele hacerse por métodos colorimétricos.
- **Sílice:** La sílice (SiO_2) se encuentra en el agua disuelta como ácido silícico (SiO_4H_4) y como materia coloidal. Contribuye ligeramente a la alcalinidad del agua. Las aguas naturales contienen entre 1 y 40 p.p.m, pudiendo llegar a 100 p.p.m, especialmente si son aguas bicarbonatadas sódicas. Se determina analíticamente por colorimetría.

Forma incrustaciones en las calderas y depósitos insolubles sobre los alabes de las turbinas. Se elimina parcialmente por precipitación, fundamentalmente, mediante resinas de intercambio iónico fuertemente básicas.

- **Sodio:** El ión sodio corresponde a sales de solubilidad muy elevada y difíciles de precipitar. Suele estar asociado al ión cloruro. El contenido en aguas dulces suele estar entre 1 y 150 p.p.m, pero es fácil encontrar valores muy superiores, de hasta varios miles de p.p.m. El agua de mar contiene cerca de 11.000 p.p.m. Es un indicador potencial de corrosión.

La determinación analítica se hace por fotometría de llama. En los análisis rutinarios el ión sodio no se determina sino que se calcula como diferencia entre el balance de iones y cationes. El sodio se elimina por intercambio iónico.

- **Potasio:** El ión potasio corresponde a sales de solubilidad muy elevada y difíciles de precipitar. Las aguas dulces no suelen contener más de 10 p.p.m y el agua de mar contiene alrededor de 400 p.p.m, por lo cual es un catión mucho menos significativo que el sodio.

Su determinación se hace por fotometría de llama. En los análisis rutinarios se asimila al sodio. Se elimina por intercambio iónico.

- **Calcio:** El ión calcio forma sales moderadamente solubles a muy insolubles. Precipita fácilmente como CO_3Ca . Contribuye de forma muy especial a la dureza del agua y a la formación de incrustaciones. Las aguas dulces suelen contener de 10 a 250 p.p.m o incluso 600 p.p.m. el agua de mar contiene unos 400 p.p.m

Se determina analíticamente por complexometría con EDTA o NTA. La eliminación del calcio se realiza por precipitación e intercambio iónico.

- **Magnesio:** El ión magnesio tiene propiedades muy similares a las del ión calcio, pero sus sales son, en general, más solubles y difíciles de precipitar; por el contrario, su hidróxido es menos soluble.

Las aguas dulces suelen contener entre 1 y 100 p.p.m y el agua de mar contiene unos 1.300 p.p.m. Contribuye a la dureza del agua y a pH alcalino puede formar incrustaciones de hidróxido.

Su determinación analítica se realiza por complexometría.

Se puede precipitar como hidróxido, pero su eliminación se realiza fundamentalmente por intercambio iónico.

- **Hierro:** El ión hierro se puede presentar como ión ferroso ($+2$) o en la forma más oxidada de ión férrico ($+3$). La estabilidad de las distintas formas químicas depende del pH, condiciones oxidantes o reductoras del medio, composición de la solución, presencia de materias orgánicas, etc. La presencia del hierro puede afectar a la potabilidad del agua y puede dar lugar a depósitos e incrustaciones.

Se determina analíticamente por colorimetría y espectrofotometría de absorción atómica, dando el hierro total que incluye las formas soluble, coloidal y en suspensión fina. Por aireación de agua la forma ferrosa pasa a férrica y precipita, o bien se elimina por coagulación y filtración. También se puede emplear el intercambio catiónico.

- **Manganeso:** El ión manganeso se comporta en muchos aspectos de forma similar al hierro actuando, además de con 2 y 3 cargas positivas, con valencia $+4$ formando el MnO_2 insoluble. Al igual que el hierro, forma compuestos orgánicos estables. Se determina por oxidación a

permanganato, colorimetría de la solución oxidada y espectrofotometría de absorción atómica.

- **Metales Tóxicos:** Los más comunes son el arsénico, el cadmio, el plomo, el cromo, el bario y el selenio. Todos ellos deben ser estrictamente controlados en el origen de la contaminación. Las mediciones analíticas se realizan, en general, por espectrofotometría de absorción atómica.
- **Gases Disueltos:** El dióxido de carbono (CO₂) es un gas relativamente soluble que se hidroliza formando iones bicarbonato y carbonato, en función del pH del agua. Su exceso de CO₂ hace al agua corrosiva. Se elimina por aeración, descalcificación o descarbonatación.

El oxígeno (O₂) por su carácter oxidante representa un papel importante en la solubilización o precipitación de iones que presentan una forma insoluble. Su presencia es vital para todas las formas de vida superior y para la mayoría de los microorganismos. Es el parámetro más importante en el control de la calidad de las aguas superficiales en cauces naturales.

Provoca la corrosión de los metales, pero su ausencia puede representar la presencia de otros gases tales como metano, sulfhídrico, etc.

Existen sondas específicas para medir el oxígeno disuelto en el agua. Se elimina por desgasificación, o mediante reductores como el sulfito sódico y la hidrazina.

El ácido sulfhídrico (SH₂) causa un olor a huevos podridos y es causa de corrosión. Se puede eliminar por aireación u oxidando por cloración. También se elimina con un intercambiador aniónico fuerte.

El amoníaco (NH₃) es un indicador de contaminación del agua, y en forma no iónica es tóxico para los peces. Al clorar el agua a partir del amoníaco se forman cloraminas, también tóxicas. Provoca la corrosión de las aleaciones de cobre y cinc, formando un complejo soluble. Se puede medir con electrodos específicos o por colorimetría. Se elimina por desgasificación o intercambio catiónico.

c. Parámetros indicativos de contaminación orgánica y biológica.

Tanto la actividad natural como humana contribuyen a la contaminación orgánica de las aguas. La descomposición de la materia animal y vegetal da lugar a ácidos y a materias colorantes.

Los residuos domésticos contienen materias orgánicas en descomposición, detergentes y microorganismos. Los vertidos

industriales contienen múltiples compuestos orgánicos, tales como aceites y disolventes. De la actividad agrícola resultan residuos de herbicidas y pesticidas.

La concentración de estos compuestos orgánicos en el agua no es constante y obliga a ajustes permanentes en las plantas de tratamiento. El uso de tratamientos biológicos para su eliminación, implica el uso de parámetros de medida de la contaminación orgánica y biológica.

Demanda bioquímica de oxígeno: Mide la cantidad de oxígeno consumido en la eliminación de la materia orgánica del agua mediante procesos biológicos aeróbicos. En general se refiere al oxígeno consumido en 5 días (DBO5) y se mide en p.p.m de O₂.

Las aguas subterráneas suelen contener menos de 1 p.p.m. Las superficiales tienen contenidos muy variables y las residuales domésticas poseen entre 100 y 350 p.p.m. Su eliminación se realiza por procesos fisicoquímicos y biológicos aerobios y anaerobios.

Demanda química de oxígeno: Mide la capacidad de consumo de un oxidante químico, dicromato o permanganato, por las materias oxidables contenidas en el agua, y también se expresa en p.p.m. de O₂. Indica el contenido en materias orgánicas oxidables y otras sustancias reductoras, tales como Fe, NH₄, etc.

Las aguas no contaminadas tienen valores de la DQO de 1 a 5 p.p.m o algo superiores. Las aguas residuales domésticas, suelen contener entre 250 y 600 p.p.m

La relación entre los valores de la DBO y la DQO es un indicativo de la biodegradación de la materia contaminante. En aguas residuales un valor de la relación DBO / DQO menor de 0,2 se interpreta como un vertido inorgánico y si es mayor que 0,6 como orgánico.

Carbón Orgánico Total: El COT es una medida del contenido en materia orgánica del agua, especialmente aplicable a pequeñas concentraciones. El carbón orgánico se oxida a CO₂ en presencia de un catalizador y se mide en un analizador infrarrojo. Algunos compuestos orgánicos pueden resistir a la oxidación y dar valores ligeramente inferiores a los reales. El creciente uso de este parámetro se debe a la rapidez de realización de los análisis.

d. Parámetros bacteriológicos.

La bacteria *Escherichia Coli*, y el grupo coliforme en su conjunto, son los organismos más comúnmente utilizados como indicadores de la contaminación fecal.

Otros organismos usados como indicadores de contaminación son los estreptococos fecales y los clostridios; estos últimos son organismos anaerobios formadores de esporas. Las esporas son formas resistentes de las bacterias capaces de sobrevivir largo tiempo, cuya presencia, en ausencia de coliformes, es indicativo de una pasada contaminación.

Los análisis bacteriológicos de aguas se realizan por el método de los tubos múltiples y se expresan en términos del “ número más probable ” (índice NMP) en 100 ml. Agua. Las aguas con un NMP inferior a 1 son satisfactoriamente potables.

Según el destino del agua, la eliminación de bacteria se realiza por filtración, tratamiento biológico o esterilización por luz ultravioleta, cloración u ozonización.

Demanda del cloro (Breakpoint): Es una medida del contenido en materia orgánica de un agua, obtenida al añadir cloro. Inicialmente se forman compuestos de cloro con la materia orgánica, pero que se van destruyendo al aumentar la adición. El breakpoint, o punto de ruptura, corresponde al inicio de la destrucción de los compuestos clorados originalmente formados. Es importante en el tratamiento de aguas potables para determinar la cantidad de desinfectante a añadir. Se mide entre p.p.m y CL₂.

1.1.1 PROCESOS DE EVAPORACION / EBULLICION (DESTILACIÓN)

La separación del agua de las sales que disuelve utilizando el cambio de estado **líquido - vapor** es, históricamente, el primer proceso utilizado para la obtención de agua dulce a partir de agua salada. Inicialmente se aprovechaba simplemente la evaporación del agua a imitación del ciclo hidrológico. La evaporación es un fenómeno que tiene lugar sólo en la superficie del líquido y para conseguir una producción elevada de agua dulce se necesita, por tanto, grandes superficies.

Las plantas desalinizadoras no usan la evaporación sino que fuerzan la ebullición del agua. La ebullición es un fenómeno que tiene lugar en todo líquido y no sólo en la superficie. Un 60 % de la producción mundial de agua desalinizada se produce por destilación, utilizando energía calorífica para hacer hervir el agua. El vapor resultante se condensa y se obtiene agua dulce.

Para abaratar costos, este proceso se realiza en una planta de destilación, controlando el punto de ebullición y ajustando la presión del agua, ya que la temperatura necesaria para alcanzar el punto de ebullición, disminuye a medida que se reduce la presión del agua. Por esta razón, en la cima del Monte Mckinley en Alaska, de 6.200

metros de altura, el agua hierve a los 16 grados centígrados. La reducción del punto de ebullición es fundamental en los procesos de desalinización por dos razones, ebullición múltiple y control de incrustaciones.

Para que el agua hierva se le debe comunicar la suficiente energía (calor) para que su presión de vapor sea igual a la presión externa. La temperatura a la que la presión de vapor iguala la presión externa es la temperatura de ebullición. Si se disminuye la presión externa, la temperatura de ebullición disminuye.

Dada la, prácticamente, nula volatilidad de las sales disueltas, el factor de separación del proceso es muy alto y se obtiene agua dulce con un contenido de sales muy bajo, del orden de 50 ppm o menos.

Se requiere mucha energía para calentar y provocar el cambio de estado de líquido-vapor de agua (calor específico del agua 1 cal/g a 15°C, calor de cambio de estado 540 Kcal/g). Para lograr un buen aprovechamiento de la energía y reducir el coste del agua dulce obtenida el proceso de desalinización por destilación se hace en varias etapas. Se han desarrollado diferentes métodos que se desarrollan en los apartados siguientes.

En este tipo de procesos es importante el control de los puntos débiles a la oxidación y de las incrustaciones. Cuando el agua de mar está en contacto con superficies calientes tiende a formarse en la superficie una costra salina, dura e insoluble. Esta incrustación está compuesta por carbonato calcio (CaCO₃), sulfato cálcico (CaSO₄) y, en algunos casos, hidróxido magnésico (Mg(OH)₂). El sulfato cálcico (CaSO₄) tiene la poco habitual propiedad de presentar una solubilidad inversa en agua, es decir, su solubilidad en agua disminuye al aumentar la temperatura. Aunque la forma anhidra del sulfato cálcico es menos soluble en condiciones de equilibrio, su formación es más lenta y en muchos procesos de incrustación precipitan también la forma dihidratada y la hemihidratada. El carbonato cálcico procede del ion bicarbonato que reacciona según:



La primera reacción se desplaza a la derecha debido a la eliminación del CO₂ durante la destilación.

Las incrustaciones, al igual que los óxidos, son perjudiciales entre otros motivos porque disminuyen la transferencia de calor y disminuyen la rentabilidad del proceso. Pueden evitarse, o al menos reducirse, eliminando los iones responsables en una etapa previa a

la destilación (pretratamiento del agua de mar), o con aditivos que impiden su precipitación. Un ejemplo de este segundo punto es la acidificación del agua de mar hasta pH ligeramente ácido para evitar la precipitación del carbonato cálcico y del hidróxido magnésico. El control de las incrustaciones de sulfato de calcio es más complicado; Su presencia se debe minimizar, trabajando con concentraciones adecuadas de salmuera y a temperaturas inferiores a 98 ° C aproximadamente.

Igualmente, las incrustaciones crean problemas térmicos y mecánicos y, una vez formadas, son difíciles de eliminar. Una forma de evitar la formación de estas incrustaciones es mantener la temperatura y el punto de ebullición por debajo de los valores críticos. Estos dos conceptos son la base de los diferentes sistemas de desalinización que se utilizan en la actualidad.

1.1.2 DESALINIZACION DESTILACION SOLAR.

Este proceso se basa en el hecho de que el contenido de vapor de agua en aire saturado aumenta exponencialmente, al aumentar la temperatura; Aprovecha y concentra el calor del sol (en zonas con una alta insolación) para evaporar el agua. El proceso de destilación solar imita el ciclo natural del agua en el que el agua de mar se calienta produciendo vapor que, posteriormente, se condensa y proporciona agua dulce.

El destilador solar consta esencialmente de un depósito para el agua salada de poca profundidad, gran superficie y fondo negro que absorbe la mayor parte de la energía que le llega. La parte superior de este depósito es de vidrio o de plástico para dejar pasar la radiación solar y está inclinada.

El sol aumenta la temperatura del agua que se evapora . El vapor de agua al entrar en contacto con la parte superior del depósito, a menor temperatura, condensa en ella y escurre por la superficie inclinada hacia unos colectores laterales.

Siempre que se quiera utilizar la energía solar, es necesario tener los datos medios anuales de su intensidad en la superficie terrestre(insolación) del lugar escogido. Esta varía con la latitud, la hora del día, la estación del año y la claridad atmosférica. La máxima insolación es de 4.565 kj/m²h y tiene lugar en una superficie perpendicular a los rayos del sol, al mediodía, en verano y despejado. En un gran número de lugares comprendidos entre 20° y 45 ° de latitud la insolación toma unos valores de 7.200 a 18.000 KJ/m²día de mínimas y de 21.600 a 30.600 KJ/m²día de máxima.

La primera planta desalinizadora la diseñó y construyó el ingeniero suizo Carlos Wilson en el desierto de Atacama, cerca de la localidad de las Salinas, al Norte de Chile, en 1872. Fue el primer destilador solar que funcionó como productor de agua de consumo a partir de agua salobre. El área total del destilador cubierto de vidrio era de 4.700 m² y se construyó para tratar agua, inservible por su alto contenido en sales, en una mina de nitrato sódico. Consistía en tejados de vidrio inclinados 20° sobre una balsa de agua salobre poco profunda. El sistema producía 23 m³/día que servían de bebida a las 4.000 mulas que transportaban el nitrato. Funcionó durante 40 años hasta que el ferrocarril sustituyó a las mulas. Finalmente la mina fue abandonada.

La destilación solar prácticamente dejó de usarse a finales de la I Guerra Mundial. Posteriormente, durante la II Guerra Mundial se realizó un importante trabajo para poder incorporar dentro de las balsas de supervivencia, pequeños destiladores solares. En Israel desde los años 50, se investiga sobre el aprovechamiento de la energía solar y, en concreto, sobre su aplicación en la desalinización.

La crisis energética que se desencadenó en 1973 con motivo de la guerra entre árabes e israelitas y la rápida escalada de los precios de los hidrocarburos, motivó el estudio de energías renovables para múltiples usos. Entre ellos el de la desalinización de agua de mar, aunque para grandes capacidades de producción siguen siendo más competitivas las plantas que utilizan energías convencionales.

1.1.3 DESTILACIÓN POR COMPRESIÓN DE VAPOR (CV) *(vapor compression distillation –VC)*

En este proceso el calor para provocar el cambio de estado líquido- vapor es proporcionado por la condensación de vapor de agua. Para que exista transferencia de calor debe haber una diferencia de temperatura, es decir, la temperatura de condensación del vapor debe ser superior a la de ebullición del agua de mar. Por ello el vapor debe estar a una presión superior a la que existe en la cámara de ebullición, lo que se consigue, comprimiendo el vapor en un compresor adiabático. El aumento de presión logrado, produce una diferencia de temperatura entre 4 ° y 6° . La condensación del vapor produce agua dulce caliente. Esta agua dulce y la salmuera residual sirven para precalentar el agua de alimentación de la planta.

Al iniciarse el proceso, el vapor que se necesita se obtiene evaporando al vacío agua de mar en una cámara aislada térmicamente.

Dado que las plantas CV operan cerca del punto de ebullición del agua de mar presentan fuertes problemas de oxidación e

incrustaciones en las superficies de transferencia de calor lo que produce una reducción paulatina de la capacidad de la planta. Inicialmente, no se pretrataba el agua de alimentación. Para mantener la capacidad constante, se usaban compresores que permitían aumentar la presión de descarga sin un cambio apreciable en el volumen de vapor comprimido. Así, durante el funcionamiento de la planta el aporte de energía debía aumentar gradualmente a medida que se incrementaba la cantidad de óxido / incrustación hasta que se alcanzaba un máximo predeterminado de la energía aportada, momento en el que la planta se cerraba para eliminar el óxido / incrustación. El uso de estos compresores suponía una limitación de la capacidad diaria de 22,7 m³ de agua.

Posteriormente el problema de la formación de óxido / incrustación se minimizó, pretratando el agua de alimentación con ácido y se consiguieron mayores capacidades de producción, del orden de 4.500 m³/día.

Su uso fue destacado en la II Guerra Mundial, en los buques con motores diesel. Las primeras plantas se construyeron en los años 50 en las bases militares de la *United States Air Force* en Dhahran (Arabia Saudí), *Port Etienne* (Mauritania) y *Kindley* (Bermudas).

El uso de unidades portátiles movidas por motores de combustión interna simplificó la producción de agua dulce en áreas remotas como, por ejemplo, en los asentamientos petrolíferos. Su uso suele ser básicamente en plantas de pequeña capacidad de producción.

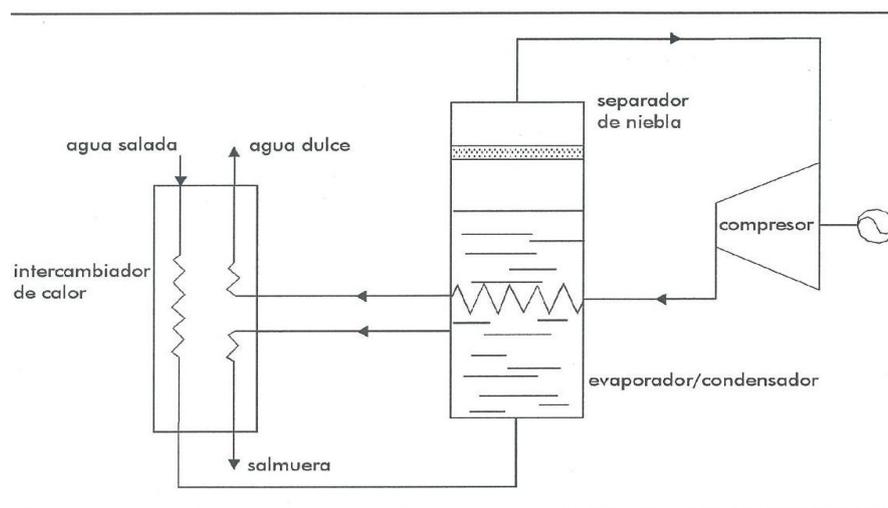
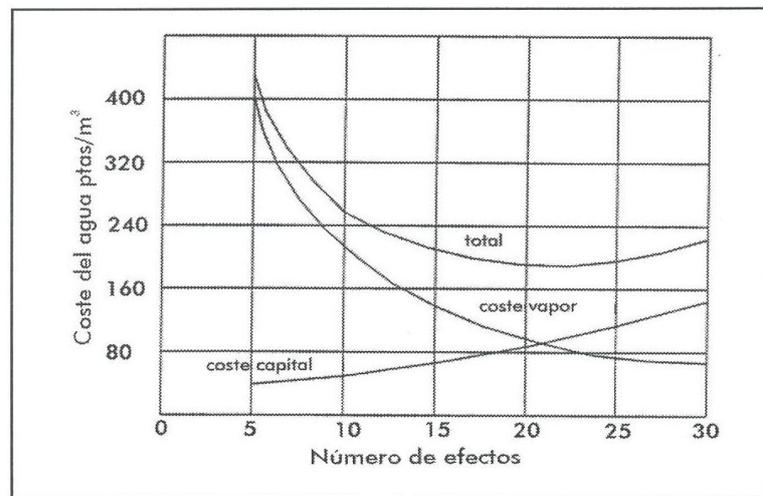


Figura 9.2 Esquema del proceso de desalinización por CV.
Figura 1. Esquema del proceso de desalinización por CV

1.1.4 DESTILACION MULTI EFECTO (*multiple effect distillation-M.E.D.*)

En este proceso (*Multi Effect Distillation, MED*), al igual que en el anterior (CV), se utiliza el calor latente del vapor para provocar la ebullición del agua salada. En este proceso, para lograr la diferencia de temperatura que dé lugar a la transferencia de calor, no se comprime el vapor si no que se reduce la presión en la cámara de ebullición. El proceso consta de varias etapas o efectos, en cada uno de ellos se utiliza el vapor del efecto anterior para calentar su salmuera. En cada efecto la presión existente es inferior a la del anterior (y mayor que la del siguiente. La ebullición en la primera etapa requiere calor que es proporcionado por vapor de un circuito cerrado.



Ejemplo de determinación del nº óptimo de efectos en una planta MED.

Figura 2. *Ejemplo de determinación del Nº óptimo de efectos en una planta MED.*

El proceso MED se ha usado para destilación industrial durante mucho tiempo. Un uso muy común es la evaporación de zumo de la caña de azúcar para producir azúcar o la producción de sal con procesos de evaporación.

La eliminación de agua salada a una planta de destilación por efecto múltiple puede hacerse de tres formas: **Equicorriente, contracorriente y mixta.**

a) Es **equicorriente o directa**, la alimentación de agua de mar o salobre que entra en el primer efecto y sigue el mismo sentido de circulación que el vapor, saliendo la salmuera del último efecto. Con este método de alimentación el líquido circula en el sentido decreciente de presiones, y no hay que aplicar energía auxiliar para que pase de un efecto a otro, sólo es necesario una bomba para introducir el líquido en el primer efecto, que funciona a presión superior a la atmosférica y, otra para extraer el producto del último efecto.

En otras palabras el agua de mar entra al primer efecto y alcanza el punto de ebullición, al entrar en contacto con un haz de tubos por los que circula vapor de agua, calentado en una caldera. El agua de mar es pulverizada y distribuida sobre la superficie de los tubos evaporadores consiguiéndose así la evaporación. Los tubos se calientan por el vapor aportado por la caldera, o cualquier otro medio, condensándose este vapor posteriormente. Este condensado se recicla volviendo a ser usado por la caldera. Solo se evapora una parte del agua de mar vertida sobre los tubos en el primer efecto.

El agua no evaporada alimenta al segundo efecto en el que nuevamente se vierte sobre un haz de tubos que contienen el vapor caliente de agua producido en la primera etapa, condensada posteriormente, transformándose en agua potable intercambiando calor con el agua vertida de la que una parte se transforma en vapor que se envía al siguiente efecto.

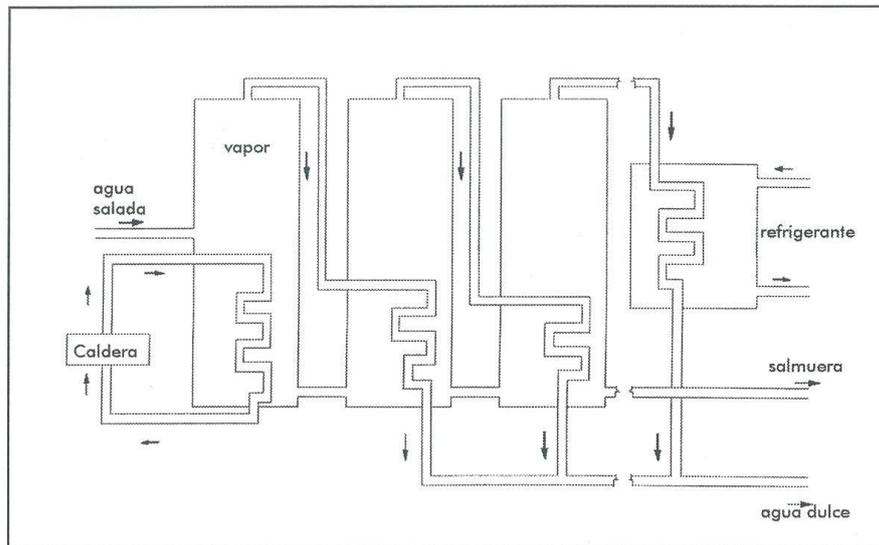


Figura 9.3 Esquema del proceso de desalinización por MED (alimentación equicorriente).

Figura 3. Esquema del proceso de desalinización por MED (alimentación equicorriente)

Es habitual que las plantas MED dispongan de un número de efectos comprendidos entre 8 y 16 aunque existen plantas con mayor número de efectos. Generalmente, el agua sobrante de cada efecto se bombea al siguiente efecto para ser vertida al siguiente haz tubular.

b) En **contracorriente** el agua a desalinizar entra por el último efecto y el concentrado sale del primero. Este método requiere de bombas entre efectos, lo que supone una complicación mecánica considerable, que se suma a los inconvenientes de funcionar a presión inferior a la atmosférica. Normalmente, este método de alimentación no se utiliza a no ser que haya condicionantes que

impidan el de alimentación directa. Por ejemplo, agua de alimentación muy viscosa, temperatura del agua de entrada muy inferior a la de ebullición, etc.

c) En **alimentación mixta** la disolución entra en el segundo efecto y sigue el sentido de la alimentación directa, pasando después, desde el último evaporador al primero para completar la evaporación a temperatura elevada.

Para saber qué sistema de alimentación es el viable económicamente, es necesario efectuar siempre el cálculo previo del rendimiento de evaporación para los tres sistemas.

d) El sistema **multietapa**, permite reducir el coste de la energía (coste necesario para generar el vapor del circuito cerrado) a expensas de aumentar el coste de equipo.

Cuando mayor sea el número de efectos mejor es el aprovechamiento de la energía pero también es mayor la inversión. El número óptimo de efectos corresponde al mínimo coste total. El número máximo de efectos es aquel que permite una transferencia de calor con la menor diferencia de temperaturas posible entre efectos. Por lo tanto la elevación del punto de ebullición en la primera etapa, por aumento de la presión, impone el límite teórico del número de efectos posible. El mayor número de efectos experimentado es de 30, en la década de los años 70.

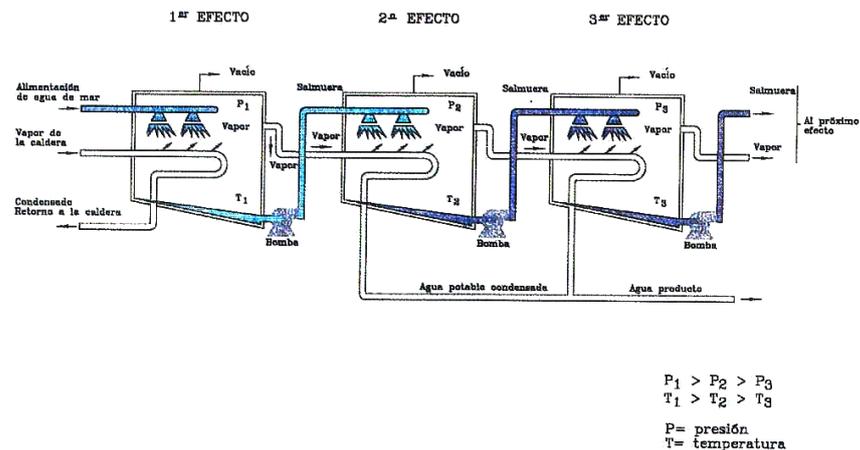


DIAGRAMA DE UNA PLANTA MULTIEFECTO

(Fig. 1.4)

Figura 4. Diagrama de una planta Multiefecto

El coste de una planta dual por MED con CV con las siguientes características:

Salinidad del agua de alimentación de 36.000 ppm.

Factor de carga o utilización del 85 %

Ratio Kg destilado/Kg vapor del 7,5 al 8,5

Salinidad del agua producida < 20 ppm.

CUADRO IV

COSTE DE CAPITAL DE UNA PLANTA DESTILACIÓN POR EFECTO MULTIPLE CON CV .

	Capacidad m3/día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
CAPITAL DIRECTO (Millones ptas)					
Equipo de pretratamiento	34,50	114,96	216,74	405,68	750,23
Planta de efecto múltiple	975,65	3.160,68	7.195,45	13.213,31	25.104,87
Equipo de postratamiento	18,90	63,00	120,48	220,90	413,13
Sistema de toma y descag.	59,68	198,96	398,54	751,23	1.401,56
Puesta a punto de la zona	32,27	108,00	236,19	438,92	795,63
TOTAL COSTE CAPITAL DIRECTO (ptas)	1.121,00	3.645,60	8,167,40	15.030,04	28.465,42
EUROS(millones)	6,74	21,91	49,09	90,33	171,08

CUADRO V

COSTE ANUAL DE UNA PLANTA DESALINIZADORA MEDIANTE LA DESTILACIÓN POR EFECTO MÚLTIPLE

	Capacidad m3/día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
COSTE ANUAL (millones ptas)					
Amortización	179,14	603,99	1.401,12	2.666,70	5.050,48
Energía eléctrica	71,92	287,68	1719,21	1.438,42	2.876,84
Vapor	136,35	545,40	1.363,50	2.727,00	5.454,02
Recambio otros eq.	22,42	72,91	163,50	300,60	569,31
Personal	52,00	71,50	91,00	112,00	138,00
Administración y dir.	20,80	28,60	36,40	44,80	55,20
Productos químicos	3,18	12,72	31,80	63,59	127,19
COSTE TOTAL ANUAL (millones ptas)	485,81	1.622,81	3.806,38	7.353,11	14.271,04
EUROS (millones)	2,92	9,75	22,88	44,19	85,77
COSTE M3 (Ptas/m3)	295,78	247,00	231,74	223,84	217,22
EUROS/M3	1,78	1,48	1,39	1,35	1,31

CUADRO VI

COSTE DEL M3 DE AGUA PRODUCIDO POR EFECTO MÚLTIPLE.

	Capacidad m3/día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
Amortización	109,07	91,93	85,30	81,18	76,87
Vapor	83,01	83,01	83,01	83,01	83,01
Energía eléctrica	43,79	43,79	43,79	43,79	43,79
Recambio otros equipos	13,65	11,10	9,95	9,15	8,67
Mano de obra	31,66	10,88	5,54	3,41	2,10
Administración y dir.	12,66	4,35	2,22	1,36	0,84
Productos químicos	1,94	1,94	1,94	1,94	1,94
COSTE TOTAL ANUAL					
(millones ptas)	295,77	247,00	231,74	223,84	217,22
EUROS	1,78	1,48	1,39	1,35	1,31

Este proceso se empezó a utilizar para trabajar a baja temperatura (80 °C en el primer efecto) y reducir la formación de incrustaciones. En la actualidad, como sistema único de planta está en desuso. Actualmente las plantas por MED son duales y forman parte de los sistemas híbridos (con compresión de vapor)



DESALADORA DE CURAÇAO (10.000 m³ M.E.D.)

(Fig. 1.3)

Figura 5. Desaladora por MED.

1.1.5 EVAPORACION SUBITA (MSF) (multi-stage flash distillation)

Este proceso también es un proceso multietapa. Aquí en cada etapa se introduce el agua salada en una cámara en donde la presión es inferior a la presión de vapor de la solución entrante, con lo que tiene lugar una ebullición súbita. El vapor obtenido se condensa y se recoge. La temperatura de la disolución disminuye al evaporarse. La salmuera que sale de la última cámara, se hace circular por los tubos de condensación de las primeras etapas, a

través de una bomba de recirculación. Por los tubos de condensación de las últimas cámaras es el agua salada de alimentación la que circula y antes de alimentar la primera cámara se hace pasar un calentador y ya no se vuelve a calentar durante todo el proceso. En este proceso la ebullición en las diferentes etapas se logra rebajando la presión por debajo de la presión del vapor. Una planta puede constar de unas 30 cámaras a presiones sucesivamente más bajas.

El funcionamiento de una planta a alta temperatura (95°C) tiende a incrementar la formación de incrustaciones y acelera la corrosión de las superficies metálicas. A pesar de que los intervalos de temperatura de las plantas de evaporación súbita no han variado respecto a las primeras plantas construidas, ha habido un importante desarrollo en las técnicas de control de las incrustaciones, transferencia de calor y en el uso de materiales resistentes a la corrosión. Así como en el diseño de grandes estructuras, de las geometrías adecuadas en el paso de una etapa a otra y de los equipos requeridos. El uso actual de acero niquelado para la construcción de las cámaras de alta temperatura y de los tubos de transferencia de calor, ha mejorado su resistencia a la corrosión y, por lo tanto, su funcionamiento.

En el proceso MSF el número de etapas es independiente del consumo específico, pero utilizar un número elevado de etapas, permite reducir la diferencia de temperatura entre ellas y disminuir la superficie de intercambio de calor. Esta relación es una función asintótica que permite optimar el número de etapas.

Si se optimiza el número de etapas para un salto total de temperatura (preestablecido) en la planta, el consumo depende de los coeficientes de transmisión de calor y de las pérdidas de calor.

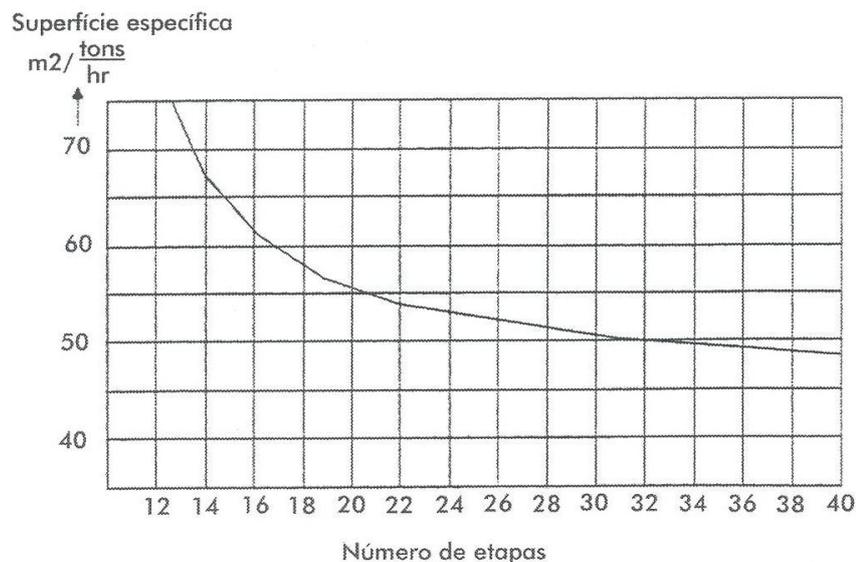


Figura 6. Relación entre el número de etapas de un proceso MSF y la superficie específica de intercambio de calor.

La primera planta comercial por MSF se construyó en Kuwait en 1957 y constaba de cuatro unidades idénticas con una capacidad total de 10.000 m³/día. Posteriormente, se construyeron plantas en Qatar, Caribe y Malta. En 1960 la OTAN construyó en Gibraltar, una planta de evaporación súbita. Los últimos diseños permiten producciones del orden de 45.000 m³/día.

Aproximadamente, un 51% de la capacidad mundial de plantas desalinizadoras utiliza este proceso, aunque su porcentaje se encuentra en retroceso desde principios de los años ochenta. En las plantas de capacidad superior a los 4.000 m³/día, predomina el uso de la evaporación súbita, con un 74% de la producción total frente al 18% de la ósmosis inversa, la otra tecnología ampliamente utilizada para desalinización.

Actualmente las plantas por MSF son duales, ya que sin el uso de la cogeneración, resultan económicamente inviables. La planta que se construyó en Jeddah, Arabia Saudita, fue elegida por la OSW de Estados Unidos como planta de "Diseño Universal " debido a su gran flexibilidad. No obstante no existe realmente un diseño único ideal para cualquier ubicación ya que el diseño de una planta depende del coste local del vapor, del porcentaje de costes fijos y del pretratamiento requerido por el agua de alimentación que se vaya a utilizar.

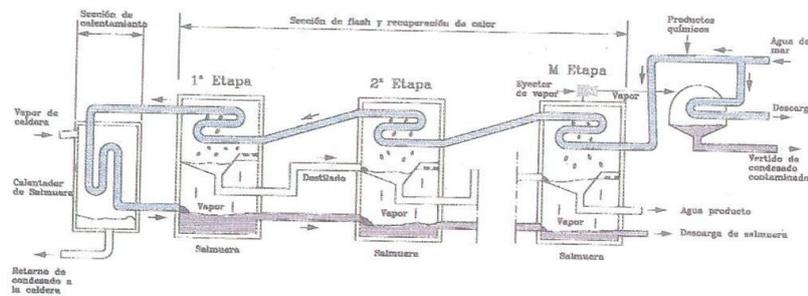


DIAGRAMA DE DESTILACIÓN FLASH MULTIETAPA

(Fig. 1.1)

Figura 7. Diagrama de destilación Flash Multitapa



Figura 8. Planta MSF

El coste de una planta dual por MSF con las siguientes características:

- Salinidad del agua de alimentación de 36.000 ppm.
- Factor de carga o utilización del 85%
- Ratio Kg destilado/Kg vapor del 7,5 al 8,5
- Salinidad del agua producida < 20 ppm.

CUADRO VII

COSTE DE CAPITAL DE UNA PLANTA DESALINIZADORA DUAL POR EVAPORACIÓN SÚBITA

	Capacidad M3/día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
CAPITAL DIRECTO (millones pts)					
Equipo pretratamiento	34,50	114,96	216,74	405,68	750,23
Planta de evaporación súbita	1.120,36	3.665,88	8.350,21	15.456,37	29.576,36
Equipo postratamiento	18,90	63,00	120,48	220,90	413,13
Sistema de toma y descarga	59,68	198,96	398,54	751,23	1.401,56
Puesta a punto de la zona	28,60	96,00	209,95	389,25	707,20
TOTAL COSTE CAPITAL DIRECTO (pts)	1.262,04	4.138,80	9.295,92	17.223,43	32.848,48
Euros (millones)	7,59	24,87	55,87	103,51	197,42
CAPITAL INDIRECTO(millones pts)					
Provisiones y otros	265,03	869,15	1.952,14	3.616,92	6.898,18
Intereses durante la const.	189,31	827,76	2.323,98	5.167,03	9.854,54
TOTAL COSTE CAPITAL INDIRECTO (pts)	454,33	1.696,91	4.276,12	8.783,95	16.752,72
Euros (milones)	2,73	10,20	25,70	52,79	100,69
TOTAL COSTE CAPITAL	1.716,37	5.835,71	13.572,04	26.007,38	49.601,2
Euros (millones)	10,32	35,07	81,57	156,31	298,11

CUADRO VIII
COSTE ANUAL DE UNA PLANTA DESALINIZADORA DUAL POR
EVAPORACIÓN SÚBITA

	Capacidad m ³ /día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
COSTE ANUAL (millones pesetas)					
Amortización	201,67	685,70	1.594,71	3.055,87	5.828,14
Energía eléctrica	100,56	402,25	1.005,62	2.011,24	4.022,48
Vapor	183,29	733,14	1.832,86	3.665,72	7.331,45
Recambio otros equipos	25,24	82,78	185,92	344,47	656,97
Personal	52,00	71,50	91,00	112,00	138,00
Administración y dirección	20,80	28,60	36,40	44,80	55,20
Productos químicos	3,18	12,72	31,80	63,59	127,19
COSTE TOTAL ANUAL (Millones ptas)	586,74	2.016,68	4.778,31	9.297,69	18.159,43
COSTE m³(pts/m³)	357,23	306,95	290,92	283,03	276,40
Euros /m³	2,15	1,84	1,75	1,70	1,66

CUADRO IX
COSTE DEL M3 DE AGUA PRODUCIDO POR EVAPORACIÓN SÚBITA
DUAL.

	Capacidad m ³ /día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
Amortización	122,78	104,37	97,09	93,02	88,71
Vapor	111,59	111,59	111,59	111,59	111,59
Energía eléctrica	61,23	61,23	61,23	61,23	61,23
Recambio otro equipos	15,37	12,60	11,32	10,49	10,00
Mano de obra	31,66	10,88	5,54	3,41	2,10
Administración y dirección	12,66	4,35	2,22	1,36	0,84
Productos químicos	1,94	1,94	1,94	1,94	1,94
COSTE TOTAL ANUAL (millones ptas)	357,22	306,96	290,92	283,04	276,40
Euros (millones)	2,15	1,84	1,75	1,70	1,66



DESALADORA LANZAROTE I - ARRECIFE (M.S.F.)

(Fig. 1.2)

Figura 9. Planta Desalinizadora por MSF.

2. PROCESOS DE MEMBRANA

Las membranas son utilizadas en dos procesos comerciales de desalinización de agua de mar y agua salobre: en los procesos de ósmosis inversa y en los de electrodiálisis. Estos métodos utilizan la capacidad de las membranas para diferenciar y separar selectivamente el agua de las sales y se diferencian por el tipo de fuerza impulsora que emplean para llevar a cabo la separación de las sales. La ósmosis inversa (RO), utiliza un gradiente de presión, mientras que la electrodiálisis utiliza un potencial eléctrico, trabajándose los procesos en condiciones isotérmicas.

2.1. ÓSMOSIS INVERSA (RO).

Ósmosis es el paso natural de disolvente de una solución menos concentrada a otra más concentrada, a través de una membrana semipermeable sin el uso de fuerza externa.

La presión que se debe ejercer en la disolución concentrada para impedir un flujo neto de disolvente es la presión osmótica que es, aproximadamente, proporcional a la concentración de sales. En el caso de agua de mar la presión osmótica, aproximadamente, es de 25 atmósferas. Si se aplica a la disolución concentrada una presión mayor de la osmótica, el flujo de disolvente tiene lugar, de la solución concentrada a la diluida y el fenómeno se conoce como osmosis inversa o reserva. Este proceso no requiere cambios de temperatura y no conlleva cambios de fase, con lo que energéticamente es más eficiente que un fenómeno de destilación o de congelación. Para que el agua que pasa a través de la membrana esté libre de sales, la membrana debe ser permeable al agua pero impermeable a los iones de salinos.

Las principales ventajas de este método son:

- Ahorro de energía y coste de operación bajo comparado con el resto de los métodos.
- Diseño compacto, modular y de funcionamiento sencillo.
- Cortos plazos de construcción.

La presión efectiva que produce el flujo neto es la presión de trabajo menos la presión osmótica. Hay dos fenómenos que reducen la eficacia del proceso, la **polarización** y la **compactación**. (Se amplía posteriormente.)

La membrana de ósmosis inversa permite el paso de agua pura y frena la difusión a través de las distintas sales. Debido a esta

circunstancia, la concentración de sales que existe en las proximidades de la superficie de la membrana es muy superior a la que existe en las zonas más alejadas. Este fenómeno se denomina polarización de la membrana y repercute en:

- Disminución de la presión efectiva (un aumento de la concentración implica un aumento de la presión osmótica; al trabajar a presión constante, la presión efectiva disminuye) con lo que disminuye el caudal de agua que atraviesa la membrana.
- Aumento del riesgo de precipitación de sales sobre la superficie de la membrana
- Aumento del paso de sales a través de la membrana, ya que el aumento de concentración en los alrededores de la superficie incrementa el gradiente de concentración entre las dos disoluciones y, por tanto, el flujo de sales.

La polarización de la membrana puede minimizarse utilizando un flujo turbulento en sus proximidades para homogeneizar la disolución.

El fenómeno de la compactación tiene lugar cuando, se reduce el tamaño de los poros de la membrana debido a la presión. La compactación aumenta con la presión y la temperatura de funcionamiento. Este fenómeno debe tenerse en cuenta al diseñar una planta de desalinización por RO, ya que al cabo de un tiempo de operación el caudal puede disminuir considerablemente.

Una membrana para desalinización de agua de mar por ósmosis inversa debe cumplir los siguientes requisitos:

1. Alta permeabilidad al agua pura.
2. Alto porcentaje de rechazo de sales.
3. Gran resistencia a los productos químicos que se requieran en los pretratamientos y, por tanto, estabilidad dentro de una amplia gama de pH.
4. Gran resistencia mecánica.
5. Larga duración.

Las membranas comerciales que se utilizan actualmente en las plantas de desalinización por ósmosis inversa tienen como base, acetato de celulosa o poliamidas aromáticas (las comercializadas por primera vez por la empresa Du-Pont de Nemours tenían como material base el Nylon).



Figura 10. Instalación de membranas en planta tipo RO

Ventajas de las membranas basadas en acetato de celulosa:

- Alta permeabilidad al agua.
- Elevado porcentaje de rechazo de sales.
- Tolerancia al cloro libre. Toleran concentraciones de CL2 de entre 0,1 y 0,5 ppm.

Inconvenientes:

- El acetato de celulosa es un éster no estable que se hidroliza con el tiempo, con lo que la salinidad del agua tratada aumenta con el tiempo debido a la hidrólisis que sufre la membrana.
- Son biodegradables. Las bacterias que se pueden encontrar en el agua de mar realizan la digestión enzimática del acetato de celulosa, para evitar esto hay que tratar el agua con cloro.
- Los disolventes orgánicos disuelven la capa activa de la membrana.

Ventajas de las membranas basadas en poliamidas aromáticas:

- Tienen un elevado porcentaje de rechazo de sales.
- Poseen una alta estabilidad química.
- No se hidrolizan.
- No son biodegradables.
- El paso de sales se mantiene constante a lo largo del tiempo.

Inconvenientes:

- Baja permeabilidad al agua pura (entre 0,05 y 0,0100 m³/,2 día).
- Poca resistencia al cloro libre y al resto de oxidantes.

Una planta de ósmosis inversa consta de tres bloques:

- Pretratamientos,
- Módulos de ósmosis inversa y
- Postratamiento.

El pretratamiento depende de la procedencia del agua de alimentación de la planta. El número de módulos depende de la temperatura del agua que alimenta la planta, a menor temperatura más módulos. La vida media de las membranas depende también de la temperatura, a menor temperatura más duración. El postratamiento tiene por objeto dejar el agua lista para su consumo.

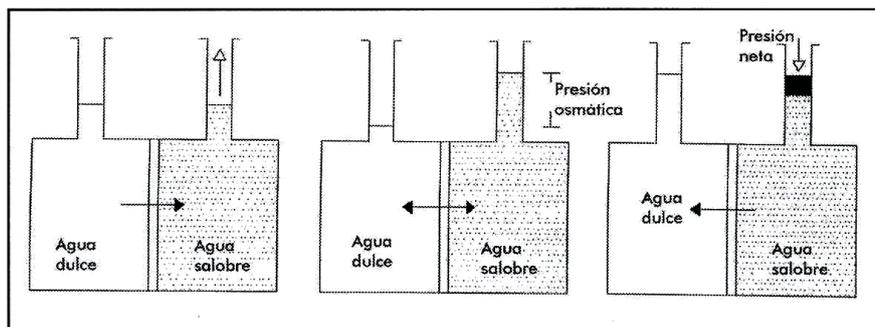


Figura 9.7 Fenómenos de ósmosis y ósmosis inversa.

Figura 11. Fenómenos de ósmosis y ósmosis inversa

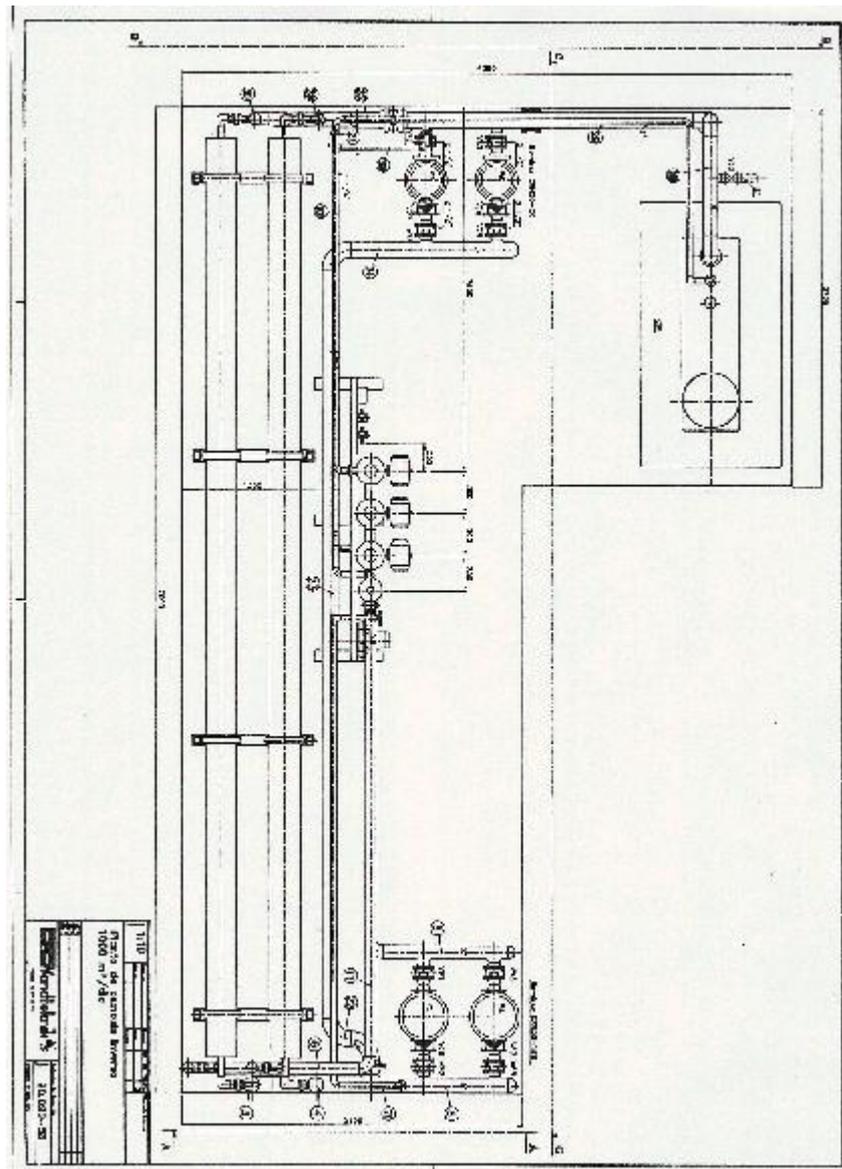
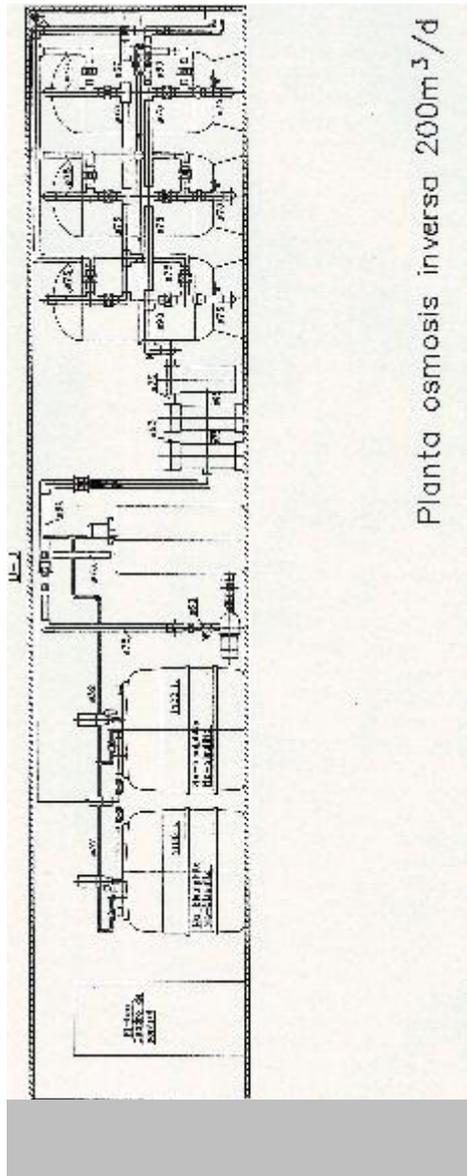


Figura 12. Plano planta ósmosis inversa modular

El coste de una planta simple por RO con las siguientes características:

- Salinidad del agua de alimentación de 36.000 ppm.
- Factor de carga o utilización del 90 %
- Conversión agua salada- agua dulce del 35 %
- Salinidad del agua producto < 400 ppm.
- Vida útil de las membranas de 5 años



Planta ósmosis inversa 200m³/d

Figura 13. Plano planta ósmosis inversa modular

CUADRO 10

COSTE CAPITAL DE UNA PLANTA DESALINIZADORA POR RO.

	Capacidad m3/día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
COSTO DIRECTO (millones ptas)					
Equipo de pretratamiento	109,62	365,4	840,42	1.308,23	2.574,03
Planta OI:	629,06	2.096,88	4.610,31	8.164,87	14.265,59
Equipo postratamiento	18,90	63,00	144,90	249,23	452,46
Sistema toma y descarga	45,51	151,68	348,86	608,08	1.198,25
Puesta a punto de la zona	21,60	72,00	165,60	295,12	568,14
TOTAL COSTE CAPITAL DIRECTO. PTS	824,69	2.748,96	6.110,09	10.625,53	19.058,47
COSTE EUROS	4,96	16,52	36,72	63,86	114,54
CAPITAL INDIRECTO					
Provisiones y otros	173,19	577,28	1.283,12	2.231,36	4.002,28
Interés durante la const.	82,47	412,34	1.222,02	2.656,38	5.717,54
TOTAL COSTE CAPITAL INDIRECTO	255,66	989,63	2.505,14	4.887,74	9.719,82
Euros	1,54	5,95	15,06	29,38	58,42
TOTAL COSTE CAPITAL (millones pesetas)	1.080,35	3.738,59	8.615,23	15.513,27	28.778,29
euros (millones)	6,49	22,47	51,78	93,24	172,96

CUADRO XI

COSTE ANUAL DE UNA PLANTA DESALINIZADORA DUAL POR RO

	Capacidad m3/día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
COSTE ANUAL (millones pts.)					
Amortización	126,94	439,28	1.012,29	531,28	3.381,45
Recambio membranas	41,23	137,45	305,50	2.011,24	952,92
Recambio otros equipos	8,25	27,49	61,10	106,26	190,58
Personal	50,00	69,50	88,50	112,00	138,00
Administración y dirección	20,00	27,80	35,40	44,80	55,20
Productos químicos	12,39	49,56	123,89	247,78	495,57
Energía	161,15	664,62	1.611,54	3.223,08	6.446,16
COSTE TOTAL ANUAL (millones pesetas)	419,97	1.395,69	3.238,22	6.088,00	11.659,88
(millones euros)	2,52	8,39	19,46	36,59	70,08
COSTE M3 (Pts/m3)	225,69	212,43	197,15	185,33	177,47
Euros/m3	1,36	1,28	1,18	1,11	1,07

CUADRO XII

DISTRIBUCIÓN DE COSTE POR M3 EN UNA PLANTA DESALINIZADORA POR RO.

	Capacidad m3/día				
	5.000	20.000	50.000	100.000	200.000
Amortización	77,28	66,86	61,63	55,49	51,47
Energía	98,12	98,12	98,12	98,12	98,12
Recambio membrana	25,10	20,92	18,60	16,17	14,50
Recambio otros equipos	5,02	4,18	3,72	3,23	2,90
Personal	30,44	10,58	5,39	3,41	2,10
Administración y dirección	12,18	4,23	2,16	1,36	0,84
Productos químicos	7,54	7,54	7,54	7,54	7,54
COSTE AGUA PRODUCIDA					
(Pts/ m3)	255,68	212,43	197,15	185,32	177,47
Euros/m3	1,36	1,28	1,18	1,11	1,07

El fenómeno de ósmosis fue descubierto por Nollet y publicado en 1784. En 1867 Traube realizó las primeras experiencias con membranas fabricadas artificialmente.

En 1877 Pfeffer utilizó una membrana obtenida precipitando ferrocianuro de cobre sobre una porcelana porosa para realizar medidas cuantitativas de presión.

En las siguientes décadas se siguió utilizando dicha membrana para realizar medidas de presión osmótica de gran cantidad de soluciones.

Van't Hoff realizó las primeras explicaciones teóricas sobre el fenómeno de la ósmosis, y Gibbs dio la base científica para entender dicho fenómeno y su relación con otras propiedades termodinámicas.

En 1959 Loed y Sourirajan obtuvieron membranas semipermeables de acetato de celulosa, con un alto grado de selectividad. A partir de esta época se iniciaron los estudios para obtener una membrana capaz de desalar agua salobre e incluso agua de mar.

Los teóricos consideran que la naturaleza química de la membrana es tal que absorbe y atraviesa, preferencialmente, el agua a las sales disueltas en una interfase sólido / líquido. Esto ocurre debido al débil enlace químico del agua con la superficie de la membrana o por disolución del agua dentro de la estructura de la membrana. De cualquier manera, se forma un gradiente de concentración salina a través de la interfase sólido / líquido.

En 1962, en la Universidad de los Ángeles, se construyeron y ensayaron las primera plantas piloto. Loeb y Miltein recogieron los resultados obtenidos en una planta piloto capaz de producir 2 m³ / día a partir de agua salobre. A lo largo de esta década se optimizaron los diferentes módulos de ósmosis inversa y a comienzos de los años 70 se construyeron las primeras plantas de desalinización de cierta importancia.



Figura14. Planta de ósmosis inversa

(Fig. 8.5)

2.1.1 Conceptos y ecuaciones de cálculo en el proceso de ósmosis inversa.

1. Flujo de agua.

El porcentaje de agua que atraviesa una membrana semipermeable se define por la siguiente ecuación:

$$Q_w = (\text{del } P - \text{del } \text{posm}). K_w.S/d$$

Donde **Q_w** es el porcentaje de flujo que atraviesa la membrana, **delP** es la presión hidráulica diferencial a través de la membrana, **delPosm** es la presión osmótica diferencial a través de la membrana, **K_w** es el coeficiente de permeabilidad al agua de la membrana, **S** es el área de la membrana, y **d** es su espesor.

En muchas ocasiones esta ecuación se simplifica por:

$$Q_w = A. (NDP)$$

Donde **A** es una constante única para cada tipo de membrana, y **NDP** es la presión o fuerza neta de operación (*net driving pressure*) de la transferencia de masa de agua a través de la membrana.

2. Flujo de sales

El porcentaje de flujo de sales a través de la membrana se define por la siguiente ecuación:

$$Q_s = \text{delC} \cdot K_s \cdot S / d$$

Donde **Qs** es el porcentaje de flujo de sales a través de la membrana, **Ks** es el coeficiente de permeabilidad a la sal de la membrana, **delC** es la concentración diferencial de sal a través de la membrana, **S** es el área de la membrana y **d** es su espesor.

Esta ecuación se simplifica de la siguiente manera:

$$Q_s = B \cdot (\text{delC})$$

Donde **B** representa una constante única para cada tipo de membrana y **C** es la fuerza operativa de la masa transferida.

Las ecuaciones de Q_w y Q_s demuestran que para cada determinado tipo de membrana se cumple que:

1. El porcentaje de flujo de agua a través de una membrana es proporcional a la presión diferencial neta a través de la membrana.
2. El porcentaje de flujo de sal es proporcional a la concentración diferencial y es independiente de la presión aplicada.

La salinidad del permeato (caudal fluyente) **Cp** depende del porcentaje de transporte de agua y sal, a través de la membrana de ósmosis inversa.

$$CP = Q_s / Q_w$$

3. Pasos de sales

El paso de sales se define como el índice de concentración de sal en el permeato, en relación con la concentración media del agua bruta. Matemáticamente se expresa por la ecuación:

$$SP = 100\% (C_p / C_{fm})$$

Donde **SP** es el paso de sales (en tanto por ciento), **Cp** es la concentración de sal del permeato, y **Cfm** es la concentración de sal del agua bruta.

La aplicación de las ecuaciones fundamentales indicadas para el flujo de agua y sal conforma alguno de los principios básicos de las membranas de ósmosis inversa.

Por ejemplo, el paso de sales es función inversa de la presión, es decir, la variación del paso de sales es descendente al aplicar una presión. Esto es debido a que la reducción de la presión reduce el porcentaje de flujo de permeato, y por lo tanto la dilución de sal (la

sal fluye al caudal constante a través de la membrana y su flujo es independiente de la presión).

4. Rechazo de sales

El rechazo de sales es opuesto al paso de sales y se define por la ecuación:

$$\text{SR} = 100\% - \text{SP}$$

Donde **SR** es el rechazo de sales (en tanto por ciento) y **SP** es el paso de sales.

5. Índice de conversión del permeato (agua producto).

La conversión es otro parámetro importante en el diseño y operación de los sistemas de ósmosis inversa. La conversión del agua como producto (permeato) a partir de un agua bruta se define por la ecuación:

$$\text{R} = 100\% (\text{Qp} / \text{Qf})$$

Donde **R** (*Recovery*) es la conversión en tanto por ciento, **Qp** es el caudal de agua producto (*product water*), y **Qf** es el caudal de agua bruta (*feed water*). La conversión afecta al paso de sales y al agua producto. A medida que la conversión aumenta, la concentración de sales de la salmuera aumenta, lo que causa un incremento en el índice de paso de sales, de acuerdo con la ecuación de **Qs**. Por otro lado, el aumento de la concentración de sales en la solución de salmuera, aumenta la presión osmótica, reduce el **NDP** (*Net driving pressure*) y como consecuencia se reduce el índice de flujo de agua producto de acuerdo con la ecuación de **Qw**.

6. Polarización de la concentración.

A medida que el agua fluye a través de la membrana y las sales son rechazadas por la membrana, se forma un lecho cerca de la superficie de la membrana en el que la concentración de sales excede a la concentración de sales del volumen total de la solución. Este incremento de la concentración de sales se llama polarización de la concentración, que tiene como efecto la reducción del caudal de agua producto y de rechazo de sales basándose en estimaciones teóricas. Los efectos de la polarización de la concentración son los siguientes.

- a. Mayor aumento de la presión osmótica en la superficie de la membrana que en la masa de agua bruta, del **Posm**, y reducción de la presión neta diferencial de operación a través de la membrana (**delP-delPosm**).

- b. Reducción del flujo de sales a través de la membrana (**Qw**)
- c. Aumento del flujo de sales a través de la membrana (**Qs**)
- d. Aumento de la probabilidad de solubilidad excesiva de las sales poco solubles en la superficie de la membrana, y la formación de escamas en la membrana.

El factor de polarización de la concentración (**CPF** = *concentration polarition factor*) se puede definir como la parte de concentración de sales en la superficie de la membrana (**Cs**) en relación con la concentración del agua bruta (**Cb** = *Bulk concentration*).

$$\text{CPF} = \text{Cs} / \text{Cb}$$

Un aumento del flujo del permeato incrementará el índice de reparto de iones en la superficie de la membrana y aumento de **Cs**.

El aumento del caudal de alimentación aumenta la turbulencia y reduce el espesor de la capa de alta concentración cerca de la superficie de la membrana. Por lo tanto, **CPF** es directamente proporcional al flujo de permeado e inversamente proporcional al caudal medio de alimentación (**Qfav** = *average feed flow*).

$$\text{CPF} = \text{Kp. Exp. (Qp / Qfav)}$$

Donde **Kp** es una constante dependiente de la geometría del sistema.

Usando el promedio aritmético del flujo de alimentación y concentración como promedio de flujo de alimentación, el **CPF** se puede expresar como función del índice de inversión de permeado de una membrana (**Ri**).

$$\text{CPF} = \text{Kp. Exp (2Ri/2 - Ri)}$$

Un valor de 1,2 para el factor de polarización de la concentración (**CPF**) es un límite recomendado por algunos fabricantes de membranas. Esto equivale a un 18 % de conversión de permeado para membranas de 40 pulgadas de longitud.

2.1.2. Dimensionamiento de los sistemas de ósmosis inversa (RO)

2.1.2.1. Parámetros de operación.

El objetivo principal del diseño es determinar parámetros con los que se obtenga el mejor costo efectivo y economía en la explotación.

En muchos casos esto se traduce en un resultado en el que se producirá la cantidad y calidad de permeado requerido al

mayor índice posible de conversión. Los principales parámetros del sistema son: índice de conversión del permeado, índice de flujo, número de elementos de membranas, tipo y presión del agua de alimentación.

2.1.2.2. Índice de conversión del permeato.

Se define como índice de agua producto producida por un volumen determinado de agua bruta. Este parámetro es fundamental desde el punto de vista económico en el diseño de un sistema. Este índice indica la cantidad de agua bruta necesaria por unidad de agua producto, el tipo de pretratamiento, y el consumo de energía y productos químicos.

El índice de conversión también afecta a la salinidad del permeado, presión necesaria del agua de alimentación y concentración de sales en la salmuera.

Este último efecto, es decir, el incremento de concentración de sales en la salmuera a medida que la conversión aumenta, es un factor limitante en la definición del índice de conversión de un sistema.

Para una alta conversión, las sales poco solubles tales como, el carbonato cálcico, sulfatos cálcico de bario, estroncio y la sílice, pueden exceder sus límites de solubilidad y precipitar sobre la superficie de la membrana, formando escamas.

Los sistemas de agua salobre de ósmosis inversa se diseñan para operar con un índice de conversión con el que no se sobrepasen los límites de saturación de los componentes de la salmuera.

Estos índices de conversión para aguas salobres dependen de la composición del agua bruta y generalmente se utilizan valores entre el 50 % y el 90 %.

A mayor índice de conversión mayor salinidad media del agua bruta. Esto trae como resultado un incremento en la salinidad del permeado y en la presión del agua de alimentación para producir la cantidad requerida de permeado.

En agua de mar, los principales factores que limitan el índice de conversión del permeado son la presión del agua de alimentación y la salinidad del permeado, valores estos que aumentan a medida que se incrementa la conversión. El índice de conversión en los sistemas de agua de mar depende de su salinidad y generalmente se utilizan valores de entre el 25 y el 45 por ciento.

2.1.2.3. Índice de flujo de permeato.

Se calcula dividiendo el flujo del elemento de membrana, en galones por día, por la superficie de la membrana en pies cuadrados. El flujo se expresa en galones por pie cuadrado por día (**GFD.**)

Los elementos de membrana bajo condiciones estándar de prueba operan con índice de flujo de agua relativamente altos, de 20 a 30 GFD para aguas salobres y del orden de 15 GFD para agua de mar. Operar a tan altos valores sin producir excesivo ensuciamiento, sólo se puede realizar para aguas muy limpias como las aguas permeadas. El índice de flujo es función de la temperatura del agua de alimentación y de la presión neta media de operación. A mayor presión del agua de alimentación, mayor presión neta media de operación, resultando un mayor índice de flujo de permeado.

La operación de membranas a valores altos de índice de flujo produce baja salinidad y alta capacidad del permeado. A mayor índice de flujo se necesita un menor número de membranas para obtener el caudal requerido. Hay, sin embargo, limitaciones prácticas del índice de flujo de permeado en condiciones de campo.

El índice de flujo afecta a la concentración de sólidos disueltos y en suspensión en el lado del agua de alimentación de la membrana. El flujo de agua perpendicular a la membrana aumenta la concentración en su superficie (polarización de la concentración.) El flujo axial genera turbulencias, mezcla y homogeneidad de la concentración. Si existen condiciones de una excesiva polarización de la concentración, resultará un ensuciamiento de la membrana por la aglomeración de partículas en suspensión y / o formación de escamas por precipitación de las sales poco solubles.

El diseño del flujo de permeado está limitado por la concentración de componentes generadores de ensuciamiento en el agua de alimentación. El sistema de tratamiento de aguas con alto potencial de ensuciamiento se deben diseñar para operar a índices de flujo conservadores para prevenir el excesivo ensuciamiento de la membrana y frecuentes limpiezas. La experiencia indica que el ensuciamiento potencial relativo se puede asociar al tipo de recurso usado como agua de alimentación y, por ello, se puede recomendar los siguientes índices de flujo:

CUADRO XIII

Tipo de agua	(GFD)(*)
Agua superficial (río, lagos u océanos)	8- 14
Agua de pozo	14- 18
Permeado de ósmosis inversa	20-30

(*)ÍNDICE DE FLUJO DE DISEÑO

El índice de flujo medio de diseño también depende del tipo de material de la membrana. Para condiciones similares de operación con aguas con alto potencial de ensuciamiento, las membranas de acetato de celulosa se ensuciarán menos que las poliamida. Una vez definido el índice de flujo se puede calcular el número de membranas dividiendo por la capacidad total del sistema, por el índice de flujo y por el área de la membrana de un elemento.

EJEMPLO: Cálculo del número de membranas necesarias para obtener una determinada producción:

Producción requerida	250.000 g.p.d.
Índice de flujo seleccionado	14 g.f.d.
Área de un elemento de membrana	365 pies cuadrados
Número de elementos necesarios	$250.000 / (365 * 14) = 49$

El tubo de presión contendrá seis membranas. El sistema operará al 75 % de conversión de permeato y se diseñará en dos etapas. El posible montaje en serie de las dos etapas será 6:2 ó 6:3, lo que corresponde a 48 ó 54 elementos de membrana.

2. 1.3 Configuración del flujo

2.1.3.1 Utilización en etapas del concentrado.

Los elementos de membranas arrolladas en espiral instaladas en tubos de presión que generalmente contienen de uno a siete elementos conectados en serie. Un sistema de ósmosis inversa se puede diseñar con un solo tubo de presión (pequeño sistema) o un número de tubos de presión conectados en paralelo o en múltiples etapas.

En un montaje en paralelo todos los tubos de presión reciben un flujo similar de agua y operan al mismo índice de conversión. En este caso, el índice de conversión depende del número de elementos conectados -en serie- en el interior del tubo de presión.

Por ejemplo, el proceso de desalinización consistente en un tubo de presión que contienen seis elementos de membranas, dispondrá de un índice de conversión que no excederá del 60 %.

Para diseñar sistemas de ósmosis inversa que operen a mayor índice de conversión, se pueden hacer montajes en paralelo y en serie en una estructura piramidal; El número de tubos de presión es decreciente en la dirección del flujo de alimentación. El índice de número de tubos en las subsiguientes etapas, debe ser aproximadamente de entre 2 a 1. Cada paso adicional incrementa la presión diferencial del agua de alimentación y, por ello, el número usual de pasos se limita a cuatro.

El estado del concentrado debe permitir mantener suficientemente bajo el índice de conversión medio del permeato de los elementos individuales y un adecuado flujo del agua de alimentación (concentrado) en los tubos de presión. El objetivo de este esquema es minimizar la polarización de la concentración en la superficie de la membrana.

Un indicador de la polarización de la concentración es el “*factor beta*”, que se calcula usando parámetros específicos para cada configuración del elemento de membrana y flujo medio de alimentación, a lo largo del tubo de presión. El valor de beta no excede de 1,2. La reducción del índice de conversión o el número de tubos de presión montados en paralelo - aumentando el flujo medio de alimentación - supondrá una reducción del “*factor beta*”.

2.1.3.2. Utilización en etapas de permeato

Se hace referencia en este apartado a los diseños en los que el permeato de un sistema sirve de fuente de alimentación a otro sistema de ósmosis inversa. Se utiliza en los casos en los que se requiere una reducción adicional de la salinidad: sistemas de agua ultrapura o sistemas de agua de mar operando con una alta salinidad del agua de alimentación y alta conversión. La primera fase se denomina elemento primario y la fase de operación con el permeado se denomina secundario. El permeado del primario sale a la presión osmótica y el secundario, generalmente, está equipado de una bomba de alta presión para elevar la presión del permeado del primario hasta alcanzar la presión necesaria para operar en el secundario.

En algunos diseños sólo se equipa al primario de bomba de alta presión y el permeado del primario pasa sin rotura de carga al secundario. La bomba de alta presión del primario, en este caso, debe operar a una presión suficientemente alta para suministrar bastante presión a los dos sistemas, operando en serie. La unidad del secundario opera con agua de alimentación muy limpia y, por

ello, se puede diseñar para operar con índices de flujo muy altos, del orden de 20 a 30 GFD.

2.1.3.3. Límites

CUADRO XIV

Índices medios de flujo y reducción previsible anual del flujo.

Tipo de agua anual	SDI	Flujo (GDF)	% Reducción flujo
Superficial	2-4	8-14	7,3-9,9
Pozo	<2	14-18	4,4-7,3
Permeado	<1	20-30	2,3-4,4

CUADRO XV

Incremento anual del porcentaje de paso de sales

Tipo de membrana	% incremento anual de paso de sales
Membrana celulósica	13-33
Membrana compuesta	
- Agua salobre, baja presión	3-17
- Agua salobre, poliamida	3-17
Agua de mar	3-17
Polivinílicas	3-17

CUADRO XVI

Índice de flujo máximo de alimentación y mínimo de concentración por tubo.

Membrana (pulgadas)	Máximo (GPM)	Máximo m3/hora	Mínimo GPM	Mínimo m3/hora
4	16	3,6	3	0,7
6	30	8,8	7	1,6
8	75	17,0	12	2,7
8,5	85	19,3	14	3,2

CUADRO XVII

Límites de saturación de las sales poco solubles en el concentrado:

Sal	% saturación
CaSO ₄	230
SrSO ₄	800
BaSO ₄	6.000
SiO ₂	100

2.1.4. Ensuciaciadores de membranas de ósmosis inversa y su eliminación en el elemento de mezcla de acetato de celulosa

2.1.4.1 Ensuciaciadores.

Durante la operación normal, después de un período de tiempo, las membranas de ósmosis inversa sufren ensuciamiento debido a los materiales en suspensión o poco solubles presentes en el agua de alimentación.

Los ejemplos más comunes son las escamas de carbonato cálcico, sulfato cálcico y óxidos metálicos, la sedimentación de sílice y los depósitos orgánicos o biológicos.

La naturaleza y rapidez del ensuciamiento depende de las condiciones del agua de alimentación y puede agravarse durante las paradas porque la concentración de los iones disueltos puede causar la precipitación de las sales poco solubles de la solución y ensuciar la superficie de la membrana. El ensuciamiento es progresivo y, si no se controla a tiempo, afectará a la membrana en relativamente poco tiempo.

El control automático de todos los elementos de membrana de la instalación, es fundamental para detectar cómo se va produciendo su ensuciamiento. La experiencia indica que con observar los diferenciales de presión en la entrada y salida de los tubos que contienen las membranas, puede detectarse el posible ensuciamiento de alguna membrana, así como la rotura de alguna de ellas.

La membrana se ve afectada progresivamente y de varias formas dependiendo de la naturaleza del ensuciaciador.

A continuación se indican algunos datos de interés para el mantenimiento y buen funcionamiento de una planta por el sistema de ósmosis inversa. Se señalan también, los principales productos y cantidades de material para combatir la suciedad de las membranas y se identifican aquellos agentes causantes de estos ensuciamientos, presentes en toda operación por el sistema de ósmosis inversa.

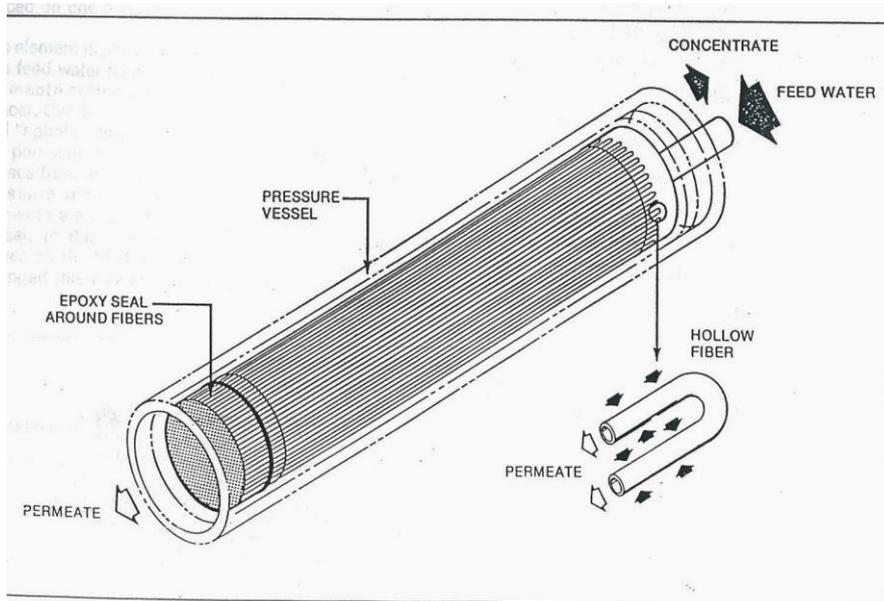


Figure 7 Simplified Hollow Fiber Device

Figura 15. Descripción de membrana de ósmosis inversa

2.1.4.2 Soluciones de limpieza. (CUADRO XVIII)

Tipo de solución	Producto	Cantidad por 100 galones (379 L)	Ajuste del pH
1	<p>Ácido cítrico. Concentrado líquido de detergente no iónico (Tritón X-100) Permeado de ósmosis inversa.</p>	<p>17,0L/7,7Kg. 0,43Gl/0,4L 100Gl/379L</p>	<p>Ajuste a pH4,0 con hidróxido sódico (NaOH)</p>
2	<p>Tripolifato sódico. Sodio EDTA (Versene o similar) Concentrado líquido de detergente no iónico (Tritón X100, Tergitol 8,) Permeado de ósmosis inversas</p>	<p>17 Lb/7,7Kg 7 Lb/3,18Kg 0,43 Gl/0,4 100Gl(379L)</p>	<p>Ajuste a pH7,5 con ácido sulfúrico (H2SO4)</p>
3	<p>Concentrado líquido de detergente no iónico. Perborato sódico. Permeado de ósmosis inversa.</p>	<p>0,43Gl/0,4L 4,15L(1,9Kg) 100Gl(379L)</p>	<p>Ajuste a pH 7,5 con ácido sulfúrico (H2SO4)</p>
4	<p>Tripolifosfato sódico. Sulfonato dodecibenceno sódico. Permeado de ósmosis inv.</p>	<p>17Lb/7,7Kg 2,13Lb/0,97Kg 100Gl(379L)</p>	<p>Ajuste a pH7,5 con ácido sulfúrico (H2SO4)</p>

2.1.4.3 Eliminación del ensuciamiento.

Se controla por limpiezas y enjuagues, modificando las condiciones de operación. La eliminación del ensuciamiento es necesaria cuando se produce alguna de las siguientes condiciones:

- Reducción del flujo de permeato en un 10-15 %, por debajo del índice de flujo a presión normal.
- Incremento de la presión del agua de alimentación por corrección térmica, en un 10-15 por ciento para mantener el flujo.
- Reducción de la calidad del agua producto, en un 10-15 por ciento y aumento del paso de sales, en un 10-15 por ciento.
- Incremento de la presión aplicada en un 10-15 por ciento.
- Incremento notable de la presión diferencial a lo largo de etapas de la instalación de ósmosis inversa(puede ocurrir que los sensores no detecten este parámetro).

A continuación se analizan los ensucadores más comunes y su eliminación utilizando la tabla anterior, con la identificación de la solución a utilizar:

a) Escamas de carbonato cálcico.

El carbonato cálcico se puede depositar a partir de cualquier agua de alimentación, si se produce un fallo en la inyección de ácido o sistema de control de pH, trayendo como consecuencia la elevación del pH. La detección temprana del escamamiento resultante de carbonato cálcico, es absolutamente esencial. Puede combatirse, bajando el pH del agua de alimentación a 3 ó 4, durante un período de 1 a 2 horas. Las acumulaciones de escamas de carbonato cálcico durante un tiempo más prolongado se pueden eliminar recirculando una solución de ácido cítrico al 2 %, a pH no menor de 4 a través del elemento de membrana (solución 1 cuadro anterior).

Debe vigilarse que el pH de cualquier solución de limpieza no baje de 4, ya que, puede ser peligroso para la membrana, particularmente a altas temperaturas. El valor máximo del pH es de 7,5. Se puede utilizar hidróxido sódico para elevar el pH, o ácidos sulfúricos o clorhídrico para bajarlo.

b) Escamas de sulfato cálcico.

Se producen cuando se sobrepasa el límite de solubilidad de sulfato cálcico en el agua de alimentación. Esto indica un fallo en el sistema de inyección del inhibidor de escamas o, un marcado incremento de sulfatos en el agua de alimentación. La operación del sistema de ósmosis inversa durante un cierto tiempo a baja conversión, puede ayudar a disolver el sulfato cálcico. El método más eficiente es la aplicación de limpieza con la solución 2.

c) Escamas de óxidos metálicos.

La precipitación de hidróxidos (como por ejemplo el hidróxido férrico) se puede combatir utilizando técnicas similares a las recomendadas para el carbonato cálcico.

d) Sedimentación de sílice.

La sedimentación de sílice, no asociada con hidróxido metálico o materia orgánica, sólo se elimina con limpieza física. Los álcalis suficientemente fuertes para atacar a la sílice pueden destruir las membranas de acetato de celulosa.

e) Depósitos orgánicos.

Los depósitos orgánicos (como por ejemplo los limos y mohos microscópicos) se pueden eliminar usando la solución N° 2. Para inhibir el crecimiento adicional, se pueden aplicar soluciones biocida en recirculación e inmersión, lo que requiere exposiciones prolongadas para aumentar la eficacia.



ADITIVOS QUÍMICOS (1)

(Fig. 1.16)

Figura16. Aditivos Químicos para la limpieza

2.1.4.4. Soluciones de limpieza.

Las soluciones de limpieza químicas indicadas en el cuadro se recomiendan para la limpieza de los elementos de membranas de ósmosis inversa.

La solución apropiada en cada caso se puede determinar a partir de un análisis químico del ensuciamiento producido.

Un examen detallado de los resultados del análisis indicará el mejor método de limpieza.

El archivo sistemático de los métodos utilizados y de los resultados obtenidos, compondrá un banco útil para el desarrollo de métodos y soluciones que mejor trabajan con determinadas condiciones del agua de alimentación.

La solución 1 se recomienda para ensuciamientos inorgánicos; la solución 2 se recomienda, específicamente, para el sulfato cálcico y compuestos orgánicos.

Ambas soluciones se deben utilizar a la mayor temperatura posible, por encima de 40 ° C durante más de 60 minutos. Las dosificaciones indicadas son para 100 galones americanos (379 litros) de agua.

La preparación de las soluciones se debe realizar proporcionalmente a la cantidad de líquido de limpieza que sea necesario. Se debe utilizar agua permeada u otras de alta calidad para mezclar las soluciones.

2.1.4.5. Operación de limpieza y enjuague. (mantenimiento preventivo)

La recirculación del líquido de limpieza se realiza desde el lado de alta presión de la membrana al de baja presión, con flujo relativamente bajo. Se necesita una unidad de limpieza para esta operación. El procedimiento general es el siguiente:

- a. Mezcla de la solución de limpieza seleccionada en un tanque limpio usando agua permeada limpia.
- b. Hacer circular la solución de limpieza, a través del tubo de presión durante una hora o el período de tiempo deseado; Con un índice de flujo de 35 a 40 g.p.m. (133 a 151 litros por minuto) para tubos de 8 a 8,5 pulgadas de diámetro, o 9 a 10 g.p.m. (34 a 39 litros por minuto) para tubos de 4 pulgadas de diámetro.

- c. Es importante el control del pH para las soluciones de limpieza, dependiendo de la limpieza que queremos realizar, el pH debe aumentar o disminuir de acuerdo a la solución de limpieza. Debemos recordar que con los ácidos, el pH tiende a bajar y debe controlarse a un valor máximo de 4, en cambio con las bases el pH aumenta y podría llegar a 10.
- d. La operación de limpieza es posible que tenga que realizarse con dos soluciones a diferentes etapas a dos tiempos. Lo que significa que primero limpiamos el sistema con ácido (ácido sulfúrico) a un pH de 4 y posteriormente con base (carbonato cálcico) a un pH de 10.
- e. Una vez terminada la limpieza, se debe drenar y limpiar el tanque de limpieza. Después de esto, se debe llenar el tanque de limpieza con agua limpia permeada para enjuagar. Si el sistema de ósmosis inversa no se vuelve a poner en servicio durante más de un día, se debe ajustar el pH. Un pH, mayor o menor, por un largo período de tiempo, puede dañar gravemente a los elementos de membrana.
- f. Enjuagar los tubos de presión con agua limpia permeada bombeada del tanque de limpieza (o recurso equivalente), a través de los tubos para que drenen durante varios minutos.
- g. Después de enjuagado el sistema de ósmosis inversa, operar con las válvulas de limpieza abiertas hasta que el agua producto fluya limpia y quede libre de cualquier espumante o residuos de agentes de limpieza (generalmente 15 a 30 minutos). Además, podremos comprobar el resultado de la limpieza, observando los valores de presión de la entrada de agua de alimentación y los valores de salida. Este es un parámetro de gran importancia para determinar la limpieza requerida.



ADITIVOS QUÍMICOS (2)

Figura17. Aditivos químicos para el mantenimiento preventivo

(Fig. 1.17)

2.1.5. Procedimiento de medida del índice de densidad de sedimento (*silt density index: SDI*)

- a. Tomar la temperatura del agua de alimentación que no debe variar en ± 1 °C, entre el comienzo y el final de la prueba.
- b. Evacuar cualquier aire presente en el papel de filtro del equipo de prueba y cerrar el flujo de agua que lo atraviesa.
- c. Instalar un cilindro graduado de 500 ml bajo el papel de filtro para medir el flujo de agua que lo atraviesa.
- d. Abrir la válvula de bola y medir el tiempo requerido para almacenar 100 y 500 ml. Desde el instante de apertura. Registrar estos tiempos y dejar la válvula abierta para el flujo continúe.
- e. Al cabo de 5 minutos, volver a medir los tiempos de llenado para 100 y 500 m.l y repetirlo después 10 y 15 minutos.
- f. Si el tiempo transcurrido para obtener la muestra de 100 ml es mayor de 60 segundos, el taponamiento será de alrededor del 90% y no es necesario continuar con el test.
- g. Medir la temperatura del agua otra vez para asegurarse que no ha variado más de 1 °C, desde el momento inicial.
- h. Después de terminar la prueba y desconectar el aparato, se debe guardar el papel de filtro en una bolsa de plástico. Puede servir de referencia, en el futuro.

También puede obtenerse el Índice de Densidad de Sedimentación, por cálculo matemático:

$$\text{SDI} = \frac{P_{30}}{T_t} = 100 \cdot \left(1 - \frac{T_i}{T_f}\right) \frac{1}{T_t}$$

Donde:

SDI - Índice de densidad de sedimento
P30 - Porcentaje de taponamiento a presión de alimentación de 30 psi.
Tt - Tiempo total de la prueba (generalmente 15 minutos, pero puede ser menor si el 75 % del taponamiento se produce en menos de 15 minutos)
Ti - Tiempo inicial en segundos necesarios para obtener la muestra.
Tf - Tiempo necesario para obtener la muestra después de 15 minutos (o menos).

El tiempo para recoger 500 ml, será aproximadamente 5 veces mayor que el de recogida de 100 ml.. Si fuera mayor de 5 veces, el SDI se debe calcular usando tiempos de recolección de 100 ml.

Para medidas exactas del SDI, P30 no debe exceder del 75 %, debiendo, en caso contrario, repetir la prueba para obtener un Tf en menos tiempo.

2.1.6 Biocidas para desinfección y almacenamiento de membranas.

Algunos de los procedimientos siguientes, especialmente el uso de cloro libre, son aplicables solamente a las membranas de acetato y dañarían las membranas de poliamidas compuesta. Si el agua de alimentación contiene sulfuro de hidrógeno o hierro o manganeso disueltos, no se deben usar los desinfectantes oxidantes (cloro y peróxido de hidrógeno).

2.1.6.1. Biocidas que pueden ser usados con membranas de acetato de celulosa.

CLORO LIBRE.

El cloro libre se usa a concentraciones de 0,1 a 1,0 p.p.m. y se puede aplicar de modo continuo o intermitente. Si fuera necesario, se puede utilizar un choque de cloro con membranas de acetato de celulosa. En este procedimiento, los elementos de membrana se exponen a agua con contenido superior a 5 p.p.m. de cloro libre durante un período de una hora, en intervalos bimensuales. Si existen productos corrosivos en el agua de alimentación, el cloro libre puede provocar la degradación de la membrana. Si hay corrosión, se recomienda utilizar cloramina por encima de 10 p.p.m. en lugar de cloro libre.

FORMALDEHÍDO

Se puede utilizar una solución de formaldehído a concentración entre 0,1 y 1,0 % como desinfectante o como conservante para almacenamientos largos.

ISOTIAZOLIN

Se comercializa con el nombre de Kathon y contiene un 1,5 % de los ingredientes activos, recomendándose para desinfección y almacenamiento de 15 a 25 p.p.m.

2.1.7. Especificaciones técnicas de la solución ósmosis inversa.

2.1.7.1.Generalidades.

Las soluciones que se planteen deben considerar la toma de energía eléctrica del exterior y contemplar la recuperación de la energía de rechazo.

El sistema de desalinización de agua de mar mediante ósmosis inversa debe reunir las siguientes características generales:

- a. Las membranas deben ser capaces de soportar las presiones diferenciales que garanticen la desalinización del agua de mar.
- b. El contacto entre los fluidos de alta presión (alimentación y salmuera) y el de baja presión (producto), debe ser eliminado.
- c. La superficie activa de la membrana, por unidad de volumen de la misma, debe ser lo suficientemente alta para minimizar los costes de los elementos soportes.
- d. Debe ser disminuida la concentración de polarización y la formación de incrustaciones, mediante el adecuado diseño de los canales de alimentación.
- e. Deben evitarse las caídas de presión parásitas en la alimentación, salmuera y producto.
- f. Se debe tratar de reducir al mínimo, el coste de sustitución de las membranas.

2.1.7.2 Disposición general

Se dispondrá la totalidad de las membranas en dos bastidores compactos de producción.

Respecto al rechazo de sales, las membranas deben tener un rechazo superior al 99,3 %, en las condiciones normalizadas de trabajo; no admitiéndose membranas que en las pruebas de fabrica, arrojen valores inferiores al citado. A tal fin, una vez decidida la membrana a instalar, se aportará listados individualizados del rechazo de sales de cada membrana, no aceptándose definitivamente, los pedidos hasta que no estén amparados en la citada garantía de calidad de fabricación.

En el proyecto se aclararán, convenientemente, las condiciones de temperatura, presión y tiempo de funcionamiento que se han tenido en cuenta a la hora de escoger el número de membranas.

Deberá garantizarse la producción nominal en m³/día, desde el inicio de la puesta en funcionamiento de la instalación, hasta cinco años después.

Puede optarse en el funcionamiento de la instalación, tanto por trabajar a presión constante como variable, tomándose períodos de un mes, en ambos casos, para contabilizar la capacidad de producción diaria.

2.1.7.3. Membranas semipermeables.

Siendo la parte más importante de la instalación de desalinización, se tendrán en cuenta los siguientes aspectos:

1. Se justificará adecuadamente el tipo de membrana seleccionada.
2. Cómo parámetros de flujo unitario de las membranas, no se admitirán valores superiores a 335 l/m²/día para membranas de arrollamiento en espiral, ni a 120 l/m²/día en membranas de fibra hueca.
3. Debe presentarse información acreditativa de la superficie activa de que consta cada membrana, composición química y producción media.
4. Si se opta por partir de una cifra de membranas inferior, que se iría incrementando con los años, habrá que establecer el incremento anual necesario para cumplir con los requisitos de producción exigidos y valorar dicho coste al precio actual de las membranas.
5. Para hacer frente al deterioro de las membranas como consecuencia del uso, debe preverse una tasa de reposición anual de las mismas. Dicho porcentaje no se tendrá en cuenta en la valoración de la inversión a realizar, pero sí en los estudios económicos justificativos del precio del m³ de agua producida.

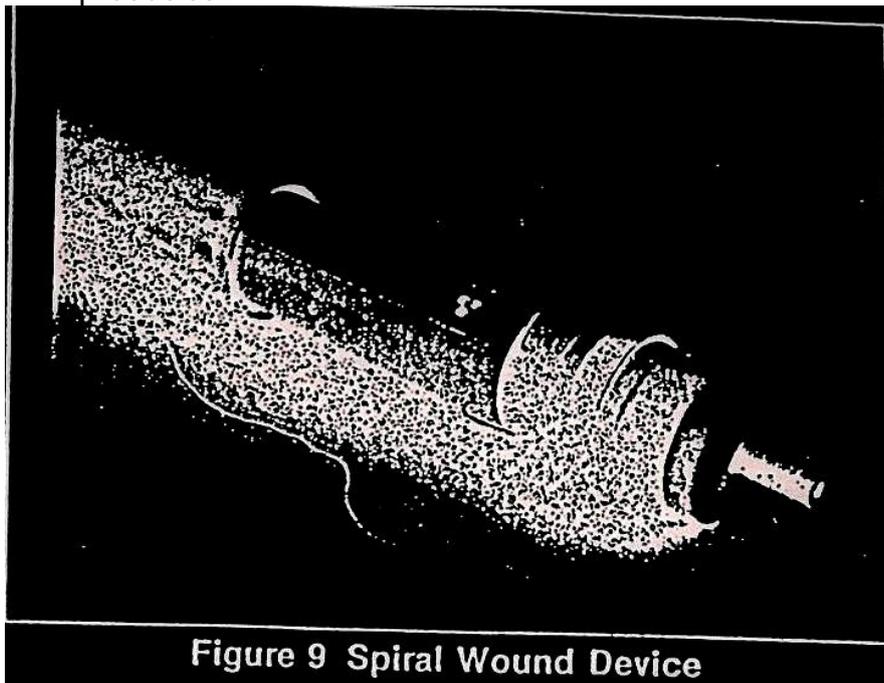
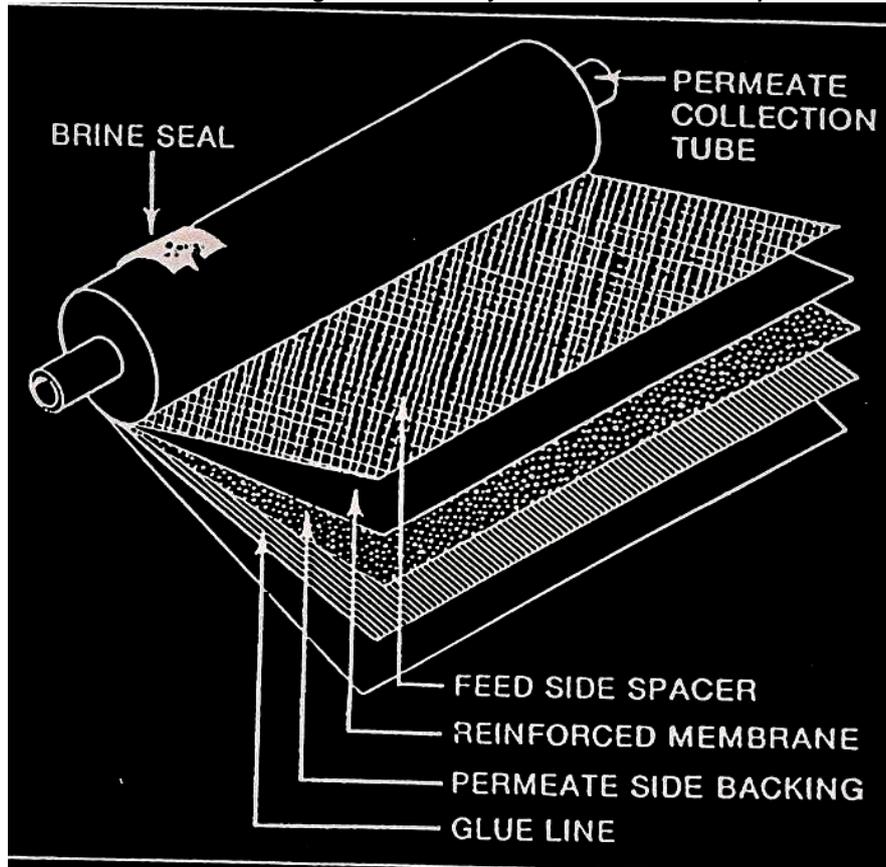


Figure 9 Spiral Wound Device

Figura 18. Membrana tipo espiral

Fig.19 Ensamblaje de una membrana en espiral



2.1.7.4. Recipientes

La membrana o membranas, irán colocadas en el interior de un recipiente adecuado, resistente a la presión de las bombas (incluso a válvulas cerradas) y a la corrosión.

En dichos recipientes se instalarán los *tubings* y llaves necesarios para poder realizar el sondeo individual de cada membrana, sin necesidad de desconectar el colector de agua producto.

2.1.7.5. Pretratamiento del agua de mar

El pretratamiento del agua de mar debe cumplir los siguientes objetivos principales:

- Eliminar la turbidez y los sólidos en suspensión en exceso.
- Ajustar y controlar el pH y la temperatura.
- Inhibir o controlar la formación de compuestos que pueda obstruir los conductos o precipitar sobre las membranas.
- Impedir los crecimientos biológicos en el sistema

Para el control de la formación de compuestos orgánicos que puedan precipitar en las membranas, se procede a la colocación

de una inyección de solución en la tubería, antes de la entrada a los filtros de arena. Esta solución podría ser bisulfito, entre otros.

Los filtros llevarán una red de tuberías y válvulas que permitan su limpieza a contracorriente.

Estos filtros pueden contener arena de diferentes espesores, así como carbono para purificar, en lo posible, el agua de alimentación.

La presión de entrada a los filtros primarios debe ser tal que no altere la composición de las arenas. Normalmente estamos hablando de presiones de 5 a 6 bar , que se controla colocando una válvula reguladora en el sistema de pretratamiento. Además de tomar en cuenta la capacidad de las tuberías de conexión, que normalmente son de PVC, así como las válvulas y llaves necesarias para los retrolavados.

Junto a los filtros se instalarán filtros de cartuchos de tela que evitarán el paso de material en suspensión de tamaño mayor. Debe, además, controlarse la presión de entrada a los filtros y a la salida, para ello se colocarán medidores de presión en ambos extremos.

2.1.7.6. Turbobombas de alta presión

El material de las turbobombas será de acero inoxidable de alta resistencia a la corrosión, con contenido en Molibdeno superior al 3,5 %.

Tanto las bombas como las turbinas, serán de carcasa partida y llevarán cierres mecánicos diseñados específicamente para el uso con agua de mar y salmuera no desairada. El acoplamiento entre turbinas y motor se hará con embrague.

Las turbinas están dispuestas para el ahorro de energía, colaborando con la bomba de alta presión dando la presión de entrada necesaria al sistema. Estas turbinas están acopladas de tal forma que la presión de salida del agua de rechazo (similar a la de entrada), se utilice para accionarla y generar mayor presión al sistema.

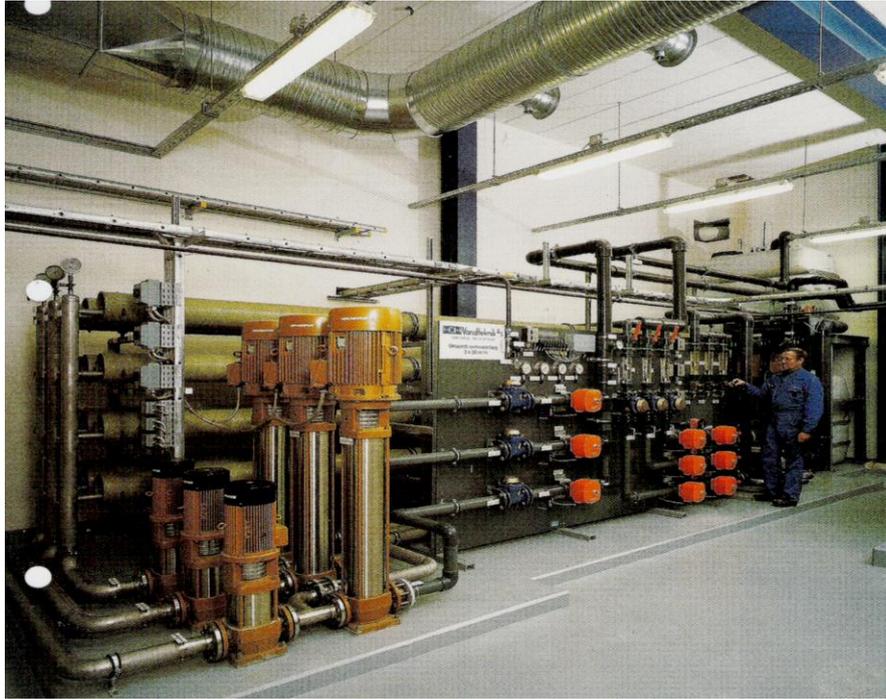


Figura20. Bombas de alta presión – turbobombas – plantas RO

2.1.7.7. Instrumentos de control

De la misma forma que anteriormente, la instrumentación y control del proceso se agrupa en los apartados: local e instrumentación en la sala de control.

El término local incluye tanto la instrumentación dispuesta sobre los diversos elementos de la instalación como la localización en el panel de control anexo.

En el caso de las alarmas, todas tendrán una repetición en la sala de control.

La instalación dispondrá de la máxima automatización. Todos los instrumentos de medida y control podrán aislarse en funcionamiento.

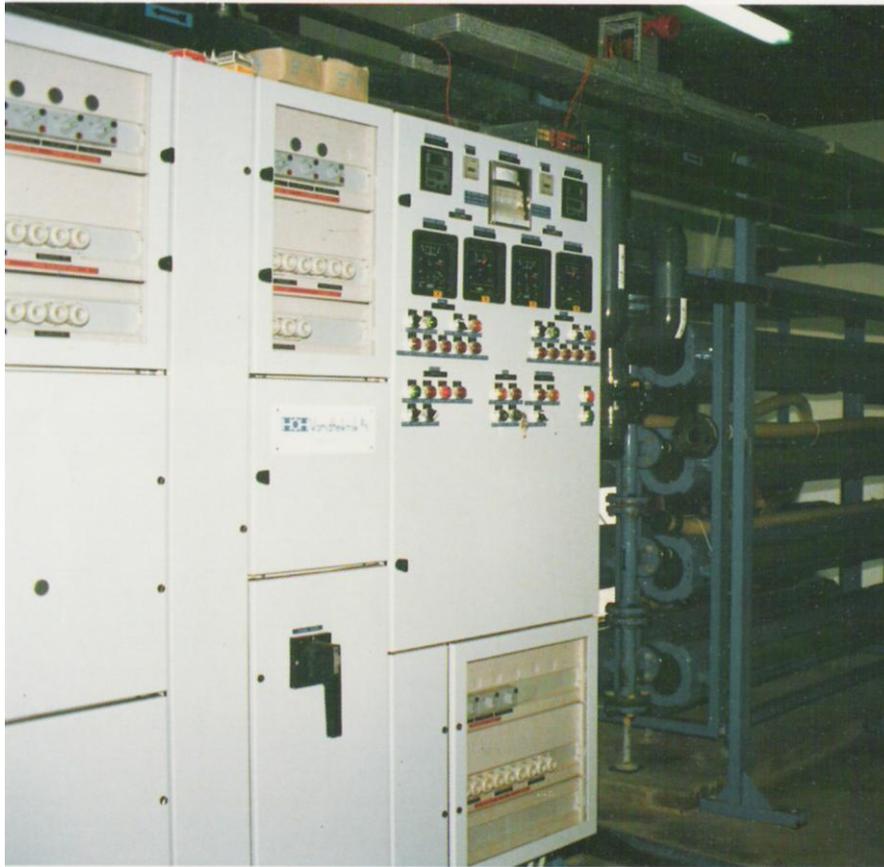


Figura 21. Armario de control de alarmas e instrumentación planta tipo RO.

a) Instrumentación en la sala de control.

- a. Reguladores automático / manual de caudal de producto.
- b. Mando de válvulas con indicación posición.
- c. Mando de motores con selector de maniobra y amperímetro
- d. Indicadores y registradores de: temperatura, presión, nivel, conductividad específica y pH, con descripción suficiente del tipo de circuito (alimentación, producto, salmuera o lubricación) de la línea y de la etapa.
- e. Contadores de agua.
- f. Alarmas:
 - Alta presión diferencial en los filtros de cartucho.
 - Baja presión.
 - Alta presión en la descarga de las bombas de alta presión.
 - Bajo caudal en las bombas de alta presión.
 - Baja presión en el sistema de lubricación.
 - Alta y baja presión a la entrada de los módulos.
 - Alto y bajo pH en la alimentación a los módulos.
 - Alta temperatura del agua de alimentación a los módulos.
 - Alta presión diferencial a los módulos.
 - Alto y bajo caudal del producto.

- Bajo caudal de descarga de salmuera.
- Alta conductividad del producto.
- Alto y bajo nivel del tanque diario de ácido.
- Alto y bajo nivel del tanque diario de dispersante.
- Alto y bajo nivel de pH en tanque de postratamiento.

b) Instrumentación local.

- Indicadores de presión:
 - Entrada y salida de los filtros de cartucho.
 - Entrada y salida de los filtros de arena.
 - Descarga de las bombas de alta presión.
 - Entrada (alimentación) y salida (producto y salmuera) en cada línea y etapa.
 - Diferencial en cada línea y etapa.
 - Descarga de la bomba de limpieza química.
 - Alimentación de la turbina.
 - Entrada y salida de la bomba de baja presión de limpieza.
- Indicadores de temperatura:
 - Agua de alimentación.
 - Descarga de la bomba de alta presión.
 - Calentador para limpieza de membranas.
- Conductividad específica:
 - Alimentación, producto y salmuera en cada línea y etapa.
- pH:
 - Alimentación a los módulos.

c) Protección y enclavamiento. La bomba de alta presión se debe detener por una cualquiera de las siguientes causas:

- . Baja presión del líquido refrigerante.
- . Baja presión del agua de alimentación.
- . Baja presión del agua filtrada.
- . Baja presión de entrada a módulos.
- . Bajo caudal de agua de alimentación.
- . Alta conductividad de salida.
- . Bajo voltaje.

Las causas anteriores deben suponer la parada instantánea. Las que se mencionan a continuación, son temporizadas.

- Alto y bajo pH del agua tratada.

- Bajo nivel de cualquiera de los tanques de reactivos.
- Alta temperatura de la descarga de la bomba.

2.1.8. Postratamiento.

En la revisión bibliográfica necesaria para la realización de este trabajo, no se ha conseguido material que señale los problemas que conlleva el agua producto de este sistema. Sin embargo, la experiencia en el mantenimiento de plantas desalinizadoras, me permite, en este momento, comentar algo al respecto.

Como hemos comentado anteriormente, el sistema de ósmosis inversa tiene la facultad de eliminar (rechazar) gran cantidad de sales, lo que ocasiona la disminución del pH en el agua producto. Esto significa que, el permeado sale con valores ácidos, siendo esto así, si el permeado, no es tratado antes de su distribución, pudiese causar daños al sistema de recolección, por ejemplo, la corrosión de las tuberías de suministro, si son para uso interno.

Debido a la acidez del agua, las tuberías de alimentación de un sistema, pueden colapsar. En tal situación y para evitar daños a la salud, debe aumentarse el pH, dentro de la etapa de tratamiento.

Para ello, la estrategia implementada ha consistido en la incorporación de unos tanques, donde llega el agua producto a una presión baja, se añade una solución base (carbonato cálcico), controlando el aumento del pH.

Si este sistema es para uso privado - hoteles, casas particulares - se debe tener muy en cuenta que posteriormente, al suministrar el agua debe corregirse el aumento de pH. Esto es debido al uso de las calderas, sistemas de grupos de presión, que podría cambiar la configuración del pH por el aumento de la temperatura.

En la actualidad existen plantas de RO que son fabricadas en módulos (contenedores), que poseen este tipo de tratamiento, con resultados óptimos.

Ha de recordarse que cuando utilizamos el agua suministrada por este sistema, nos da la sensación que es aceitosa, esto es debido a la falta de control del pH en los sistemas internos de abastecimiento.



Figura 22. Tanques de pretratamiento y postratamiento plantas RO

3. SISTEMA POR ELECTRODIALISIS.

En este tipo de procesos, el agua se separa de las sales mediante una separación iónica selectiva, a través de membranas bajo la influencia de un campo eléctrico. Se utiliza, fundamentalmente, para la desalación de aguas salobres y se puede controlar la salinidad del agua producto.

La electrólisis se basa en el paso de la corriente eléctrica a través de una solución dispuesta en numerosos compartimientos, separados por membranas permeables, solamente, a aniones o cationes, alternativamente. La concentración y composición de la solución, se modifica como resultado de la migración de electrolitos, a través de las membranas. Las unidades de electrodiálisis son pilas de compartimientos estrechos, separados por membranas, por los que se bombea agua salina. En los extremos de la pila de membranas se colocan dos electrodos a los que se aplica una diferencia de potencial de corriente continua. Los iones se dirigen, según su carga, hacia el electrodo positivo o negativo, a través de las membranas selectivas, estableciéndose el paso de corriente a través de toda la pila de membranas. Los iones positivos o cationes pueden pasar a través de las membranas catiónicas, pero no a través de las aniónicas, mientras que los iones negativos o aniones, atraviesan las membranas aniónicas pero no las catiónicas. El resultado final es el enriquecimiento de iones en determinados compartimientos, mientras que en otros, la solución se empobrece.

Se consigue así, una solución salina concentrada (salmuera), que se desecha y, una solución diluida (agua producto). Las soluciones de los compartimientos inmediatos a los electrodos, se desechan también porque están impurificadas por los productos de las reacciones de electrodo que se producen como resultado del paso de la corriente eléctrica.

El número de compartimientos entre membranas varía desde algunas decenas a varios centenares, según la cantidad de pares de membranas que se utilicen. Al aumentar el número de membranas aumenta la eficiencia de la utilización de la energía, aunque este aumento está limitado por problemas mecánicos, de aislamiento y de control de grandes voltajes de corriente continua.

El coste en los aparatos de desalinización por electrodiálisis viene dado por el consumo de energía y la reposición de las membranas. La energía eléctrica utilizada depende de la resistencia eléctrica y de la fracción de corriente involucrada en el transporte de los iones. Para minimizar su valor se debe disminuir al máximo la resistencia del agua, lo que supone la realización de compartimientos lo más pequeños posible y, por lo tanto, la disminución del espesor de las membranas. El coste de reposición de membranas depende de su vida útil - normalmente entre 3 y 5 años - y de su área, ya que el coste es directamente proporcional al área.

Los primeros usos de la electrodiálisis son de principios del siglo XIX. Las primeras plantas de desalinización por electrodiálisis se construyeron en 1955 para tratar pequeñas cantidades de agua poco salobre.

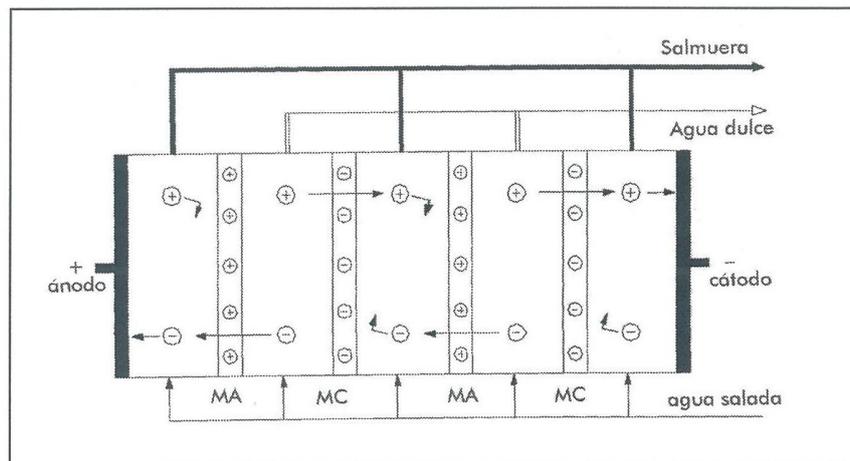


Figura 9.8 Esquema del proceso ED.

Figura 23. Esquema del proceso por electrodiálisis (ED)

4. OTROS PROCESOS

Los procesos más utilizados actualmente, en el ámbito mundial, son los de **MSF** y **RO**. Además de los procesos explicados, se han desarrollado y utilizado otros procesos que por su baja eficiencia o su alto coste no han tenido éxito comercial: desalinización por congelación, por intercambio iónico, por formación de hidratos y por extracción con disolventes.

4.1 Congelación

El proceso de desalinización por congelación se basa en el hecho de que cuando el agua salina es congelada parcialmente, las sustancias disueltas son rechazadas en la formación de la estructura de la red cristalina del hielo. La salmuera queda, por tanto, más concentrada y el sólido – hielo - es esencialmente, agua pura que puede ser separada de la salmuera y fundida para dar agua dulce.

En estas instalaciones el agua de mar que alimenta la planta, es refrigerada previamente por intercambio de calor con el agua dulce y la salmuera salientes. A continuación, el agua preenfriada se introduce en un congelador y se hace expandir un gas licuado a través de ella, generalmente n-butano (desalinización por congelación usando butano, BFD), formándose cristales de hielo mezclados con salmuera semilíquida. Los cristales de hielo flotan en la salmuera y se separan mecánicamente. Seguidamente, los cristales se lavan en una corriente de agua fría y se funden por contacto con el vapor comprimido procedente del congelador obteniéndose agua dulce.

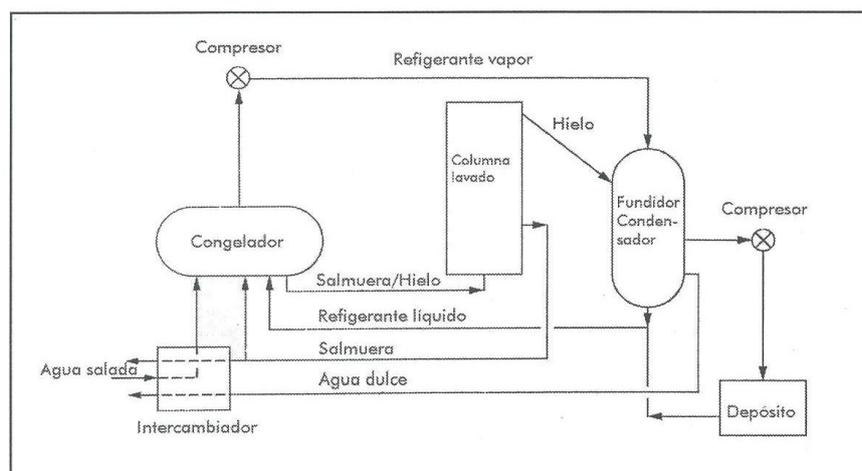


Figura 9.9 Esquema del proceso de desalinización por congelación.

Figura24. Esquema del proceso de desalinización por congelación

La temperatura de congelación del agua de mar varía según la salinidad, siendo siempre inferior (aprox. $-2,3^{\circ}\text{C}$) a la temperatura de congelación del agua pura.

Como el calor latente de fusión del hielo es aproximadamente $1/7$ del calor de vaporización del agua, la demanda energética de los procesos de congelación es atractivamente baja aunque hay que considerar que el coste de extraer una caloría a un material, es superior al coste de cedérsela. Otra ventaja del método es que a baja temperatura, la formación de depósitos o incrustaciones es menor.

El principal problema que se plantea es que la salmuera residual se adhiere al hielo o se ocluye entre sus cristales, dificultando la separación. Los cristales de hielo formados son ovalados o hexagonales planos de longitud entre 0,1 y 0,8 m.m. y de espesor menor que $1/5$ de su longitud. La relación área / volumen es elevada lo que, aunque facilita su fusión, dificulta su separación de la salmuera.

La técnica de la desalinización por congelación se desarrolló durante la década de los años 50. La primera instalación de este tipo de plantas para el suministro de agua, se realizó en Eilath, Israel, en 1965 por Colt Industries. Se diseñó con cuatro unidades de pequeña capacidad y una producción total de $1.000 \text{ m}^3/\text{día}$.

A finales de los 80 se instaló en Arabia Saudita, una planta experimental de desalinización por congelación alimentada por energía solar. Esta planta se desmanteló una vez concluidos los estudios experimentales. Actualmente, la desalinización por congelación tiene una mayor aplicación en el tratamiento de desechos industriales que en la producción de agua para el consumo humano. Está en proceso de desarrollo.

4.2 Intercambio iónico

Los intercambiadores de iones son materiales sólidos insolubles en agua capaces de intercambiar con ella, aniones o cationes. Cuando el agua de alimentación entra en contacto con estos materiales, se produce un intercambio de iones. Para la desalinización, los iones del material intercambiador deben ser H^+ y OH^- , o bien, iones que puedan ser separados de la solución por precipitación o gasificación. En la mayoría de los casos se usan polímeros basados en el estireno o con una matriz acrílica. Las resinas catiónicas suelen estar funcionalizadas con grupos ácidos sulfónicos (resina $-\text{SO}_3\text{H}$), mientras que las aniónicas, suelen funcionalizarse con sales de amonio cuaternario (resina $+\text{NR}_4 \text{OH}^-$).

Para desalinizar el agua salada se debe pasar por una resina catiónica en donde los iones $\text{Na}^+, \text{K}^+, \text{Ca}^{2+}$ y Mg^{2+} se cambian

por H^+ y luego por una resina aniónica en donde los iones Cl^- , SO_4^{2-} y NO_3^- se cambian por OH^- . Hay diferentes formas de poner en contacto el agua con las resinas: lechos fijos, lechos fluidos, tanques agitados, etc.

Las resinas, con el tiempo, pierden su capacidad al ir perdiendo sus iones y deben regenerarse. Para ello, se hace circular por ellas una disolución rica en los iones que inicialmente tenían. El ciclo completo es el siguiente:

1. **Período de servicio.** En esta etapa del ciclo el flujo de agua de alimentación es desalinizada a su paso por la columna.
2. **Lavado en contrasentido.** Se bombea agua hacia arriba a través de la resina para eliminar cualquier partícula exterior que pueda haber entrado y para clasificar las partidas de resina.
3. **Período de regeneración.** La solución regeneradora fluye a lo largo del lecho, eliminando los iones no deseados del intercambiador y restituyéndolo a su estado original.
4. **Período de alza.** Los restos del regenerador utilizado se eliminan pasando una corriente de agua.

El período de servicio sólo ocupa una parte del tiempo de operación total, de manera que un lecho no daría un flujo continuo de agua producto. Por ello, en las plantas de producción existen varios lechos intercambiadores de iones, cada uno de los cuales, es capaz de dar el caudal de flujo requerido. Esta multiplicidad de lechos representa una gran inversión y un mayor coste del agua desalinizada. Debido a esta ineficiencia de los lechos fijos, se han propuesto el diseño de lechos móviles en los que las fases del citado ciclo, afectarían sólo a pequeñas porciones sucesivas del lecho. De esta manera una gran fracción de la resina estaría activa la mayor parte del tiempo.

La desalinización por intercambio iónico es un proceso en el que la cantidad de energía requerida para separar el agua de las sales disueltas, es proporcional a la concentración de las mismas en el agua de alimentación. Este proceso no conlleva cambio de fase y los iones son eliminados del agua a temperatura ambiente mediante un proceso, prácticamente isotérmico.

Durante mucho tiempo el intercambio iónico se ha utilizado para la producción de agua desionizada. Al principio, se consideró imprescindible que los iones depositados en el intercambiador, tras el proceso de regeneración, fueran iones H^+ y OH^- , lo que supone usar ácidos y bases como regenerantes.

El proceso de desalinización por intercambio iónico no regenerado fue utilizado por los supervivientes de barcos y aviones hundidos durante la II Guerra Mundial. Consistía en un depósito de agua con perdigones aplastados de *Zeolita* (un material inorgánico,

un aluminosilicato) de plata e hidróxido de bario ($\text{Ba}(\text{OH})_2$). Cuando el depósito se llena con agua de mar, tras el tiempo suficiente para producirse el intercambio, los iones Na^+ del agua son sustituidos por los Ag^+ . Estos iones junto con los iones Cl^- , dan lugar a cloruro de plata insoluble en H_2O . Por otra parte, los iones de bario que proceden del ($\text{Ba}(\text{OH})_2$) se combinan con los iones sulfato del agua de mar, precipitando sulfato de bario. De esta forma se consigue reducir la salinidad del agua a unas 5.000 p.p.m., reducción suficiente para que el agua sea tolerada por el cuerpo humano y se evite deshidratación.

El intercambio iónico es uno de los mejores métodos, desde el punto de vista técnico, para la obtención de agua exenta de iones, pero no ha sido prácticamente comercializada debido a su alto coste. Se obtiene un agua de tal pureza que resulta incluso inadecuada para el consumo humano por la ausencia completa de sales; sin embargo, esto no supone un gran inconveniente, puesto que existe la posibilidad de mezclar el agua desmineralizada con el agua salobre en las proporciones adecuadas para obtener la composición correcta.

Aunque existen muchas plantas de intercambio de iones en los sistemas municipales de suministro de agua, en ellas el propósito es ablandar agua de baja salinidad más que desalar. Esta operación de ablandamiento debe ser diferenciada de un proceso de desalinización, ya que no elimina los iones de una solución, si no que simplemente sustituye los iones de calcio no deseados por iones de sodio. A diferencia de un dispositivo de desalinización que debe eliminar los iones no deseados en el agua producto.

Otro uso importante del intercambio iónico, es el pretratamiento del agua de mar para prevenir la formación de óxido en los destiladores. Con este proceso de ablandamiento del agua se consigue reducir el contenido de iones de calcio, disminuyendo, por tanto, la posibilidad de incrustaciones de sulfato de calcio. El regenerador utilizado para conseguir esta reducción es la salmuera obtenida al final del proceso de destilación; esta salmuera con una concentración cuatro veces superior a la del agua de mar, proporciona un regenerador de cloruro de sodio (NaCl), suficientemente concentrado como para devolver el lecho de intercambio de iones a su condición inicial.

4.3 Formación de hidratos.

Este proceso de desalinización utiliza la cristalización como proceso de separación, al igual que la desalinización por congelación. Consiste en obtener cristales en la masa de agua de mar o de salmuera que contengan agua en su estructura. Se han usado hidrocarburos (el más adecuado es el propano) que cristalizan como hidratos a temperaturas y a presiones a las del

punto triple del agua, lo que mejora la eficacia de todos los procesos de intercambio de calor, al mismo tiempo que se disminuye el calor ganado por la instalación debido a convección desde el medioambiente. Una vez aislados los cristales, se funden, el gas se elimina y queda agua dulce.

Se han estudiado otros productos, tanto orgánicos como inorgánicos, que pueden servir para la formación de hidratos.

4.4 Extracción con disolventes.

Se han realizado numerosos intentos para encontrar un disolvente capaz de extraer las sales del agua pero, hasta ahora, el resultado ha sido negativo y las expectativas de encontrarlo son pocas. En cambio, para el proceso inverso, extracción selectiva del agua de una solución salina, se conoce varios disolventes orgánicos que extraen el agua a una determinada temperatura y la liberan a otra superior. Por ejemplo, la tretilamina disuelve cerca del 30% en peso de agua a 20°C, mientras que a 50°C, sólo disuelve el 2,5 %. Aprovechando esta propiedad se ha establecido un proceso de desalinización. Los disolventes más adecuados son aminas secundarias y terciarias con 5 y 6 átomos de carbono. Tienen una presión de vapor elevada, baja densidad y baja viscosidad, lo que facilita la separación y recuperación del disolvente. En 1982, se construyó una planta en Texas para la producción de 7,5 m³/día de agua dulce, partiendo de agua salobre de 5.000 p.p.m que usó estos disolventes.

Este proceso, desde el punto de vista económico, tiene limitada su aplicación a aguas salobres (concentración en sales de 5.000 a 10.000 p.p.m) . Se estima que el coste del agua potable obtenida por extracción con disolventes puede ser competitivo con el de otros procedimientos, aunque no existe una gran instalación que confirme los datos económicos.

Este proceso no presenta los problemas de corrosión e incrustaciones que afectan a otros procesos de desalinización.

5. PROCESOS DE TRATAMIENTO DEL AGUA, DISTINTOS A LOS PROCESOS DE DESALINIZACIÓN

5.1. Procesos físicos.

- Desbaste
- Dilaceración
- Homogeneización de caudales
- Mezclado
- Floculación
- Sedimentación

- Flotación filtración

5.2. Procesos Químicos.

- Precipitación química
- Sulfato de aluminio
- Sulfato ferroso
- Sales férricas
- Hidróxido de calcio
- Eliminación de fósforo
- Transferencia de gases.
- Separación del amoníaco mediante arrastre con aire:
 1. Absorción
 2. Desinfección
 3. Decloración
 4. Eliminación de sustancias inorgánicas disueltas.

5.3. Procesos biológicos

1. Tratamiento aerobio de cultivos en suspensión

- Fangos activados
- Nitrificación
- Lagunas airadas aerobias
- Estanques de estabilización aerobia

2. Procesos aerobios de cultivo fijo.

- Filtros percoladores
- Filtros de pretratamiento.

3. Procesos anóxicos de cultivos en suspensión y fijos

- Desnitrificación en sistemas independientes
- Combinación de oxidación del carbono y nitrificación-desnitrificación.

4. Procesos anaerobios de tratamiento

- Digestión anaerobia
- Proceso anaerobio de contacto
- Filtro anaerobio

5. Combinación de procesos aerobios, anóxicos o anaerobios

- Estanques facultativos.

5.4. Sistemas de tratamiento por aplicación al terreno

- Riego
- Infiltración rápida
- Circulación superficial en láminas.

6. CONSIDERACIONES ENERGETICAS

La utilización de energías alternativas (solar, fotovoltaica, eólica) se ha aplicado para la producción de energía eléctrica en pequeñas plantas comerciales de electrodiálisis, de MED, de MSF y de ósmosis inversa. El coste de producción de los dispositivos para energías alternativas es elevado y esto hace que todavía no esté generalizado su uso.

Cuando los costes de combustible son elevados y las condiciones climáticas son favorables, el destilador solar es apropiado para pequeñas producciones de agua. El uso de energía fotovoltaica permite utilizar los mismos métodos de desalinización que con energías convencionales, dando mayores capacidades de producción que la utilización de la energía solar directa.

6.1. Plantas Duales

Cogeneración es la producción eficiente de dos formas de energía a partir de una sola fuente. Las plantas de desalinización con cogeneración se denominan plantas duales y producen simultáneamente, agua y electricidad. Suelen ser plantas que utilizan procesos térmicos para la desalinización.

6.2. Sistemas Híbridos

Estos sistemas combinan dos o más métodos de desalinización, integrándolos en una sola instalación que aprovecha las ventajas de cada uno de ellos. Las instalaciones que han dado mejor resultado y un mayor ahorro económico son plantas de gran capacidad que integran los procesos de MSF o MSF dual con RO.

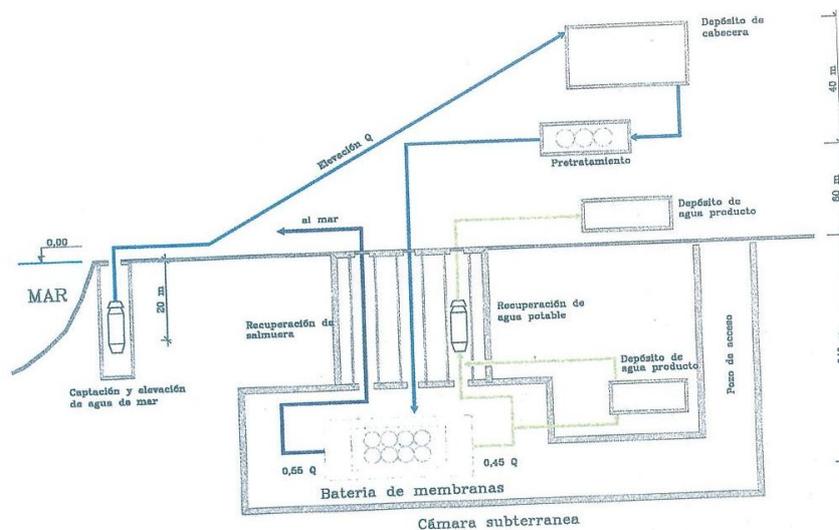


Figura 25. Esquema del proceso de los sistemas híbridos

7. CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES

Aparte de los requerimientos energéticos de los procesos de desalinización, los dos pasos que más pueden afectar al medio ambiente y que son comunes a todos ellos son:

- La toma de agua marina que alimenta la planta
- La descarga de la salmuera producida.

La toma del agua que alimenta la planta puede producir un aumento de turbulencia en la zona y puede perjudicar la vida marina en sus inmediaciones.

La descarga de la salmuera producida por las plantas desalinizadoras es un factor muy importante de su funcionamiento. En plantas ubicadas en zonas costeras, la salmuera suele retornarse al mar después de ser tratada; en desalinizadoras de aguas salobres que se encuentran lejos del mar, el coste de tratar y eliminar la salmuera puede ser significativo.

La composición de la salmuera depende de:

- El proceso de desalinización utilizado en la planta
- La calidad del agua de alimentación
- El pretratamiento requerido por el agua de alimentación

La mayoría de las plantas, continúan usando cloro (u otros productos igualmente peligrosos) para limpiar tuberías y otros equipos y, en algunas OI, para pretratar el agua de alimentación. Estos compuestos deben ser eliminados o neutralizados antes de descargar la salmuera al mar. Existen algunas alternativas pero, generalmente, su coste es más elevado y no se utilizan industrialmente. Por ejemplo, en las plantas de ósmosis inversa se puede utilizar radiación ultravioleta para la esterilización del agua de alimentación, en lugar de cloro. Otro ejemplo: se puede eliminar parte de los pretratamientos químicos de cualquier tipo de planta, si la alimentación de la misma se hace mediante pozos de playa o galerías de infiltración que funciona como filtros naturales. Se debe estudiar siempre la posible proximidad de un acuífero en cuyo caso, hay que descartar los pozos ya que podrían ocasionar la contaminación de agua dulce por agua salada.

En general, las plantas existentes en la actualidad deben controlar los siguientes puntos en su descarga de salmuera al mar:

- Verterla al mar junto con otras corrientes de descarga (preferiblemente aguas de refrigeración) para evitar un aumento significativo de la salinidad en la zona.
- Controlar el flujo de vertido para minimizar turbulencias.

- Evitar que la diferencia de temperatura con respecto al entorno marino sea influyente.
- Vigilar los niveles de oxígeno. Generalmente, están por debajo de lo normal en plantas de procesos térmicos, debido a la desaireación realizada para minimizar la corrosión.
- Eliminar los productos tóxicos o que no se encuentran en el ecosistema marino y que, generalmente, proceden de los pretratamientos: antiincrustantes, antiespumantes, bisulfito sódico, coagulantes, dióxido de azufre, dióxido de carbono y polímeros. También en productos utilizados en la limpieza y preservación de membranas en plantas que emplean estos procesos.
- Eliminar metales pesados y sustancias orgánicas que se encuentran en el agua de alimentación y que tras el proceso de desalinización, se encuentran en concentraciones elevadas en la salmuera.

8.- LEGISLACIÓN Y ASPECTOS ADMINISTRATIVOS

La extensa normativa a aplicar y la diversidad de los elementos que componen una planta desalinizadora, requieren extremar las medidas a considerar durante los períodos de elaboración de proyectos, tramitación administrativa, construcción y explotación.

En función de los numerosos componentes de una planta desaladora, teniendo en cuenta los variados procesos de desalación que la tecnología actual ofrece y, por otro lado, la creciente conciencia medioambiental, es necesario hacer un inventario de las principales leyes normas y reglamentos que se deben considerar a la hora de diseñar una instalación de este tipo.

Sin ánimo de hacer puntualizaciones excesivamente exhaustivas, se pretende indicar, las precauciones generales a adoptar en el proceso de instalación y funcionamiento de una planta desalinizadora.

8.1.- Cumplimiento de la legislación de aguas

El real decreto 1327/1995, de 28 de julio, sobre las instalaciones de agua marina o salobre, aprobado en Consejo de Ministros, regula la incorporación de los recursos desalados (calificados como singulares) al ciclo hidrológico, en consonancia con la planificación hidrológica y de acuerdo con los principios recogidos en la Ley 29/1985, de 2 de agosto, de aguas.

La resolución de los expedientes de concesión de desaladoras con producción anual inferior a 500.000 metros cúbicos, corresponde al organismo de cuenca y al Ministerio de Medio Ambiente, las de producción superior.

Las autorizaciones se establecen indicando su plazo de duración, calidad del agua producida y usos, sin que se pueda aplicar a otros usos distintos.

Corresponde a los organismos de cuenca la creación de un registro para concesiones y autorizaciones en el que se deben inscribir de oficio sus características esenciales y aquellas observaciones que se consideren precisas, así como los cambios de titularidad.

La documentación necesaria para proceder a la solicitud de autorización o concesión correspondiente a la Administración Hidráulica debe consistir, como mínimo, en los siguientes apartados:

- Justificación de la necesidad de la instalación.
- Situación: Lugar, municipio, isla, aportando planos generales de situación y de emplazamiento.
- Titularidad: titular, dirección, representante, etc.
- Tecnología: sistema técnico empleado, características, técnicas básicas, consumo de energía, fecha de inicio de explotación, vida útil, ampliaciones previstas, etc.
- Punto de toma: tipo de captación, expediente relacionado si existiera, distancia a la planta y observaciones sobre aspectos particulares.
- Vertido: sistema, expediente relacionado, si existe, distancia a la planta y observaciones.
- Caudales: alimentación, rechazo, agua producto y usos.
- Obras complementarias: se deben comunicar las que se realicen con posterioridad a la autorización y, si fuera posible, las previsiones en el momento de la solicitud de autorización sobre posibles ampliaciones.
- Información de control periódica sobre calidades de las aguas de alimentación, rechazo y producto y sobre los volúmenes de producción.
- Ocupación de dominio público: En el caso en que el trazado de las canalizaciones previstas atravesen terrenos de dominio público

8.2. Cumplimiento de la legislación de industria

Corresponde a la Administración de Industria, una vez otorgada la autorización de Administración de Aguas. Sigue lo previsto en la Ley 21/1992 de 16 de julio, de Industria.

Ha de presentarse una separata, estructurada como Proyecto Industrial con anexos relativos a disposiciones de seguridad

industrial y, en concreto, a aquellos aspectos relacionados con la protección del medio ambiente atmosférico, combustibles utilizados, productos químicos, residuos tóxicos y peligrosos, ruidos, seguridad e higiene, actividades molestas, nocivas y peligrosas, electrificación, motores, etc.

8.3. Cumplimiento legislación de costas

La Ley 22/1988, de 28 de julio, de costas, señala los aspectos más importantes en cuanto a las plantas desaladoras, en la mayoría de los casos, de agua de mar, en lo relativo a las canalizaciones de agua bruta y de rechazo, captación y, en algunas ocasiones, la propia parcela en la que se ubica la instalación.

La ubicación de la zona marítimo-terrestre y su zona de protección parcial o totalmente debido a la implantación de una desaladora, requiere una tramitación específica cuya documentación debe ser aportada como separata del proyecto de construcción, recogiendo todos los aspectos que la legislación exige.

8.4. Estudio de impacto medioambiental

El Real Decreto Legislativo 1302/1986, de 28 de junio, de Evaluación de Impacto Ambiental (B.O.E. de 30 de junio de 1.986) y la Ley 11/1990, de 13 de julio, de Prevención de Impacto Ecológico (B.O.C. de 23 de julio de 1990), regulan la forma de evaluación del impacto ambiental.

Según esta legislación, toda persona natural o jurídica, pública o privada, que planifique o proyecte realizar cualquier obra o actividad transformadora del medio natural o susceptible de producir un deterioro, está obligado a eliminar o reducir este efecto, orientando sus actividades según criterios de respeto al medio, a los elementos naturales y al paisaje.

Se cataloga como actividad sujeta a Evaluación Detallada de Impacto Ecológico, las plantas potabilizadoras de más de 5.000m³/día de capacidad.

CONCLUSIONES.

La salinidad del mar es debida a la disolución de las sales y los minerales de las rocas que van disolviendo los ríos en su transcurso al mar. Si no existiese ningún mecanismo de regulación, actualmente los mares tendrían una salinidad tan elevada que sería imposible que existiese vida en ellos. Los patrones de regulación de la salinidad en el mar son desconocidos pero se cree que los propios organismos regulan su concentración.

El uso de plantas desalinizadoras para obtener agua potable ha aumentado de un millón de metros cúbicos al día en los 60, a catorce mil millones en la última década. En España es de destacar el caso de las Islas Canarias, donde el suministro de agua potable es debido casi íntegramente a las desalinizadoras, que producen el 95% de agua desalinizada del Estado.

Los procesos actualmente más utilizados son los de evaporación súbita y los de ósmosis inversa, siendo el primero de ellos el responsable del 51% de la producción total de agua desalinizada. La producción para plantas con capacidad superior a los 4.000 m³/día se debe en un 74% a plantas de evaporación súbita, mientras que las plantas de ósmosis inversa representan el 18%.

La desalinización por evaporación – ebullición, se basa en la baja volatilidad de las sales disueltas, tratando de evaporar toda el agua, añadiendo mucha energía. Uno de los problemas que nos encontramos es la formación de precipitados, los cuales podemos eliminar mediante pretratamiento del agua o manteniendo el pH en valores ácidos.

En plantas de compresión de vapor, se intenta conseguir que el vapor de agua obtenido, se condense y desprenda más calor que el calor necesario para ebullición del agua. Esto se consigue comprimiendo el vapor de agua, así aumentamos la temperatura del vapor entre 4 y 6°C. El calor que desprende el vapor de agua es aprovechado para calentar el agua salada.

Tanto los procesos de evaporación súbita (MSF), como efecto múltiple (MED), se basan en la propiedad que tiene el vapor de pasar de zonas de alta presión a baja. Si la presión que realiza el vapor de agua dentro de la disolución es mayor que fuera de ella (lo que se consigue haciendo el vacío), dicho vapor tiende a pasar fuera de ella, creando así vapor de agua y consiguiendo la desalinización.

Los procesos de membrana utilizan la capacidad de separar físicamente - usando membranas - el agua de las sales disueltas mediante un gradiente de presión (caso ósmosis inversa) o

mediante un gradiente de potencial eléctrico (caso de electrodiálisis).

Los procesos de intercambio iónico son los mejores, desde el punto de vista técnico pero no ha sido comercializado debido a su alto coste. Se basa en sustituir los aniones por grupos OH⁻ y los cationes por H⁺, consiguiendo así agua de mucha pureza.

El impacto ambiental de las plantas desalinizadoras es doble, la toma de agua de mar puede causar turbulencias que alteren la vida marina de la zona y la salmuera puede elevar la salinidad de la zona en cuestión, dando máximas puntuales.

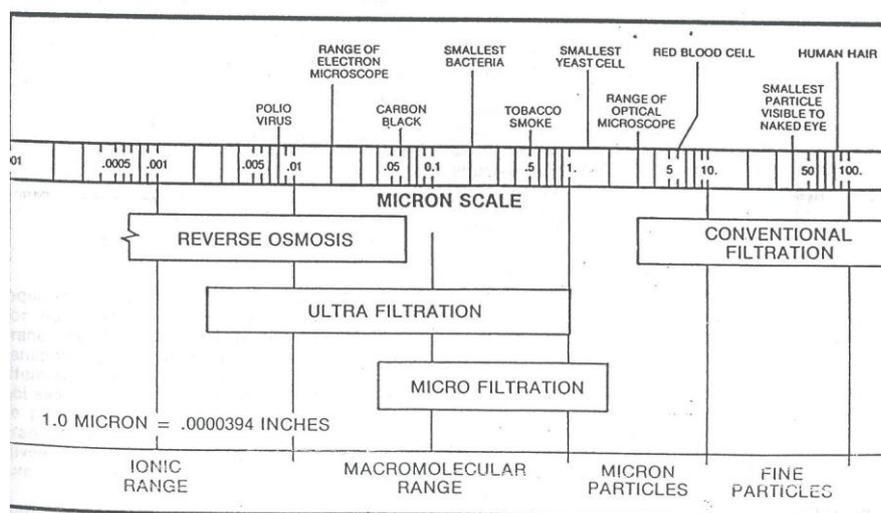


Figure 2A Particle Size — Separation Comparison Chart

Figura 26. Cuadro comparativo de procesos

Referencias Bibliográficas.

Las tecnologías usadas en la desalinización son comunes a otros procesos habituales en la industria química. Por lo tanto se pueden encontrar descripciones más detalladas de ellas así como de su diseño en libros dedicados a proceso de separación. Por citar alguno:

- R.W. Rousseau, ed. " Handbook of separation process technology". John Wiley & Sons, 1987.
- C.J. King. " Procesos de separación" editorial Reverté, 1980.

En lo que respecta a las características del agua de mar los libros de oceanografía suelen contener un capítulo de oceanografía física, por nombrar alguno:

- Open University Course Team. Seawater : its composition, properties and behaviour" Pergamon Press. 1989
- T. Beer "Environmental Oceanography", 2ª edición capítulo 5. CRC Press, 1997.

A un nivel más profundo cabe citar aquí la revista " Desalination" publicada por Elsevier desde 1966 con periodicidad bimensualmente, donde se recogen trabajos de investigación sobre desalinización.

Tambien son interesantes algunos informes recogidos en “ Documentos técnicos de la Unesco sobre ciencias del mar.

Por último citar fuente bibliográfica el CD “ Water resources abstrats” producido por Cambridge Cientifvc Abstracts.

BIBLIOGRAFIA.

BEER, T. 1997. “Environmental Oceanography”, 2º edición. Ed. CRC Press.

BARRACCHINI MORENO, O. 1993. Curso: Mantenimiento plantas tipo RO. Ed. Comunicación personal no publicada.

BUENO, J.L. SASTRE, H Y LAVIN, AG.1997. “ Contaminación e ingeniería ambiental. III Contaminación de las aguas”. Ed. FICYT.

HERNÁNDEZ, A Y MARTÍ, MC. 1988. “Contaminantes biológicos: Evaluación en ambientes laborales”. NTP-203. Ed. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo.

HERNANDEZ, A. “Contaminantes biológicos: Criterios de valoración”

IBRAHIM PERERA J.C. 1999 “Desalación de aguas” Ed. Colegio de ingenieros de caminos, canales y puertos. Colección Señor N° 23

KING, C.J.1980. “Procesos de separación” . Editorial Reverté.

MARTIN, J.J: 1997 “ Tratamiento de Aguas “ Curso de Consultoría Medio Ambiental. Ed. Instituto de estudios medioambientales.

MILLER, G.T.JR. 1994. “Ecología y Medio Ambiente”. Ed. Grupo editorial Iberoamerica.

OPEN UNIVERSITY COURSE TEAM. 1989. “Seawater:its composition, properties and behaviour”. Ed. Pergamon Press.

ROUSSEAU, R.W. 1987. “ Handbook of separation process technology” ed. John Wiley & Sons.

SABATÉ, P. Y BESTRATÉN, M. 1985. “Condiciones de seguridad en estaciones depuradoras de aguas residuales urbanas”. Ed. Instituto Nacional de seguridad e Higiene en el Trabajo.

UNIVERSIDAD DE LAS PALMAS DE GRAN CANARIA Y EL DEPARTAMENTO DE PROYECTOS DE INGENIERÍA UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CATALUÑA.

Master en Gestión y Auditorias Medioambientales, 2002 “ Especialización “Instalaciones para el tratamiento del agua” Ed. Instituto de Estudios Medioambientales.

VARIOS AUTORES. 1998 “ El cloro” Ed. Carburos Metálicos.

VARIOS AUTORES. 1998 Guía Básica de seguridad y salud laboral” Ed. Grupo Aguas de Barcelona.

VARIOS AUTORES. 1986. “Sulfhídrico”. Ed. Repsol Petróleo.

ANEXOS



Figura 27. Planta desalinizadora MSF

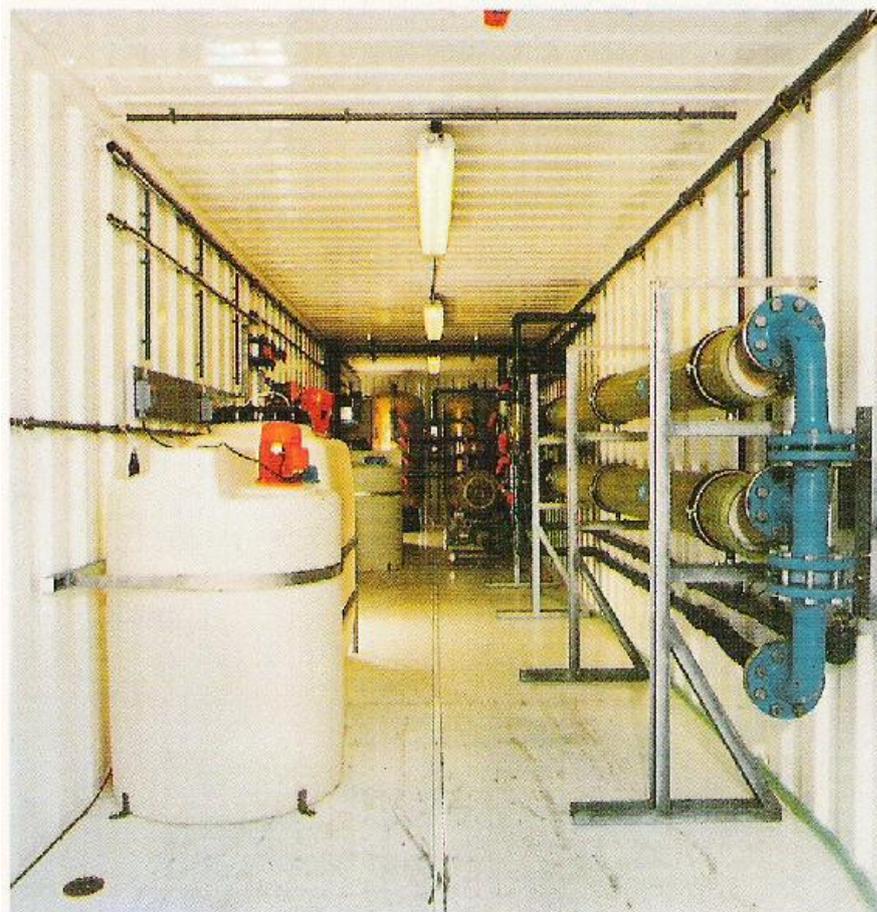


Figura 28. Planta tipo RO modular – detalle interno -

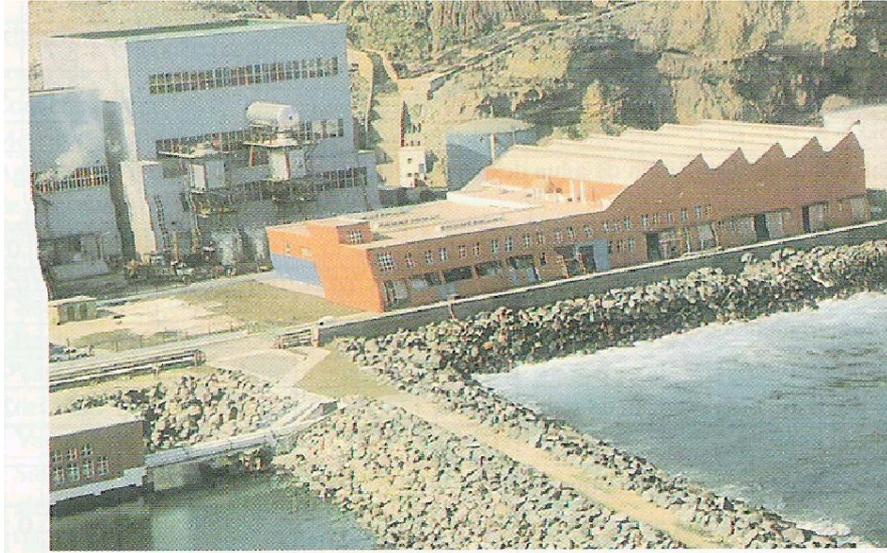


Figura 29. Planta RO – agua salada -



Figura 30. Planta desalinizadora – MSF -



Figura 31. Planta desalinizadora tipo RO – modular -

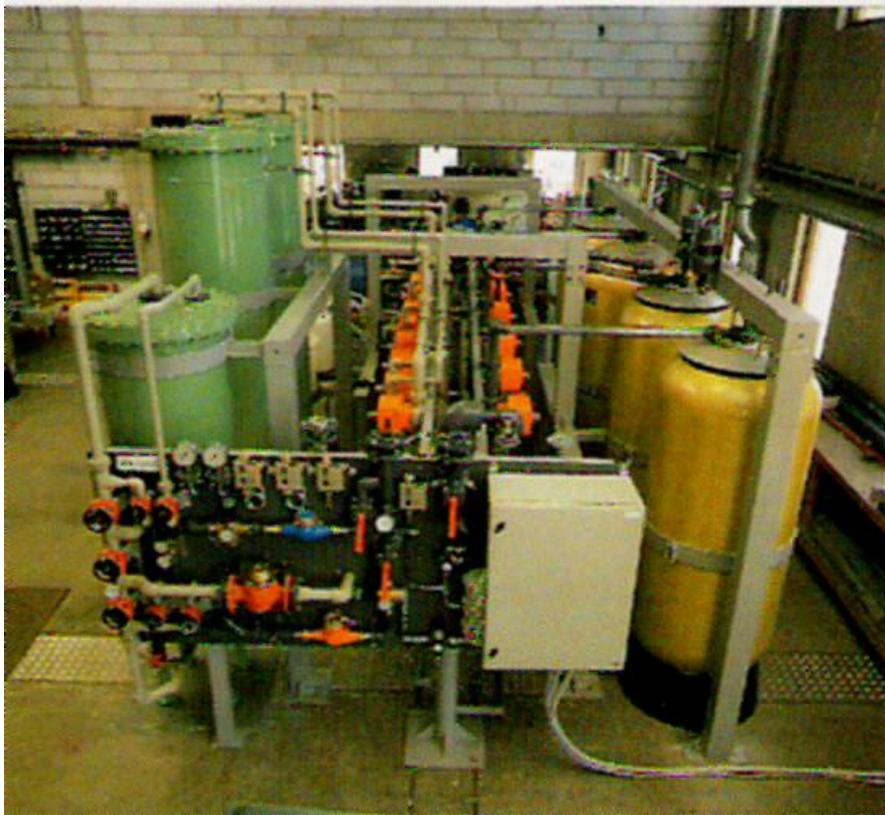
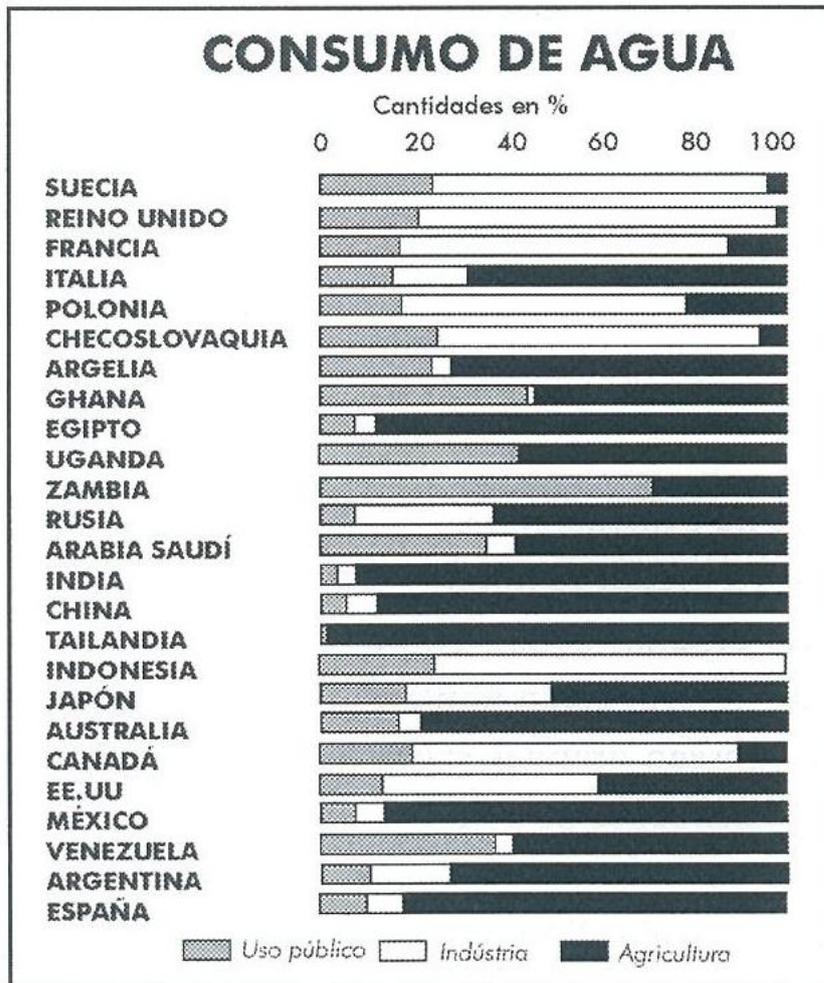


Figura 32. Vista frontal planta RO



Reparto del consumo de agua en %.

Figura 33. Cuadro de consumo de agua mundial

Oscar Barracchini Moreno
Arquitecto Técnico