

LA DESALACIÓN COMO ALTERNATIVA AL PHN

A REQUERIMIENTO DEL



Presidencia

REALIZADO POR:



CIRCE



Universidad de Zaragoza

ENERO DE 2001

AUTORES:

Antonio VALERO, Director de CIRCE.
Javier UCHE, Dr. Ingeniero Industrial, CIRCE.
Luis SERRA, Dr. Ingeniero Industrial, CIRCE.

CONTACTO:

CIRCE – Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos.
UNIVERSIDAD DE ZARAGOZA. Centro Politécnico Superior.
C/ María de Luna 3, 50.015 ZARAGOZA.
Tel.: +976 76 18 63 Fax: +976 73 20 78
E-mail: circe@posta.unizar.es, URL: <http://circe.cps.unizar.es>

SÍNTESIS

Este informe técnico realizado por CIRCE bajo requerimiento del Departamento de Presidencia y Relaciones Institucionales de la Diputación General de Aragón realiza un análisis previo de la viabilidad de los procesos de desalación, no suficientes contemplados en el Plan Hidrológico Nacional próximo a su ejecución, como alternativa a la transferencia de caudales de la Cuenca Hidrográfica del Ebro al Levante y Sureste Español y las Cuencas Internas de Cataluña.

El informe realiza una exposición gradual de todos los aspectos más importantes que involucran la tecnología y la industria de la desalación y reutilización de aguas residuales. Las conclusiones más relevantes de este informe se sintetizan en los siguientes puntos:

- La utilización de técnicas de obtención de recursos hídricos no renovables como la desalación debe contemplarse tras apurar todas las formas de ahorro posible en todos los sectores consumidores de agua.
- El coste energético mínimo para desalar agua de mar se estima en torno a las 7 ptas/m³. En la práctica, dicho coste de operación es sensiblemente mayor para todas tecnologías desaladoras.
- Tras un exhaustivo análisis de todas las tecnologías de desalación existentes en el mercado, en España la tecnología más favorable es la de Ósmosis Inversa (OI), en base a su menor coste, fiabilidad y posibilidad de ampliación.
- La calidad del agua obtenida por los métodos de desalación es apta para cualquier tipo de consumo humano: abastecimiento, riego agrícola. Tan sólo algunos procesos industriales muy específicos necesitan tratamientos especiales.
- La desalación es en algunos países la única fuente de recursos hídricos, con gran cantidad de plantas desaladoras con un funcionamiento plenamente satisfactorio. España es el país europeo tecnológicamente más avanzado en tecnología y capacidad instalada por el método de ósmosis inversa. Esta tecnología debe mantener este nivel de desarrollo para contribuir a un abaratamiento progresivo del agua desalada en nuestro país.
- El funcionamiento satisfactorio de las plantas desaladoras existentes en España (en Canarias ya consumen alrededor de un millón de personas con agua desalada, con casi 300 plantas desaladoras instaladas) no debe ser una traba a su instalación en otras zonas del Levante.
- No debe negarse el impacto ambiental asociado a las plantas desaladoras: los más importantes son el vertido de salmueras y la generación de CO₂ y NO_x provocada por el consumo energético. Sin embargo, una adecuada legislación (gradual a la implantación de estas plantas) puede minimizar estos impactos (de naturaleza dinámica), en contraposición al impacto ambiental, de naturaleza permanente, derivado de una gran obra hidráulica.
- En cuanto a los costes totales de los procesos de desalación, para instalaciones de tamaño considerable en los que la economía de escala juega un papel fundamental, son éstos:

- 60-65 ptas/m³ para agua desalada de mar.
- 30-35 ptas/m³ para aguas salobres desaladas.
- La reutilización de aguas previamente depuradas en una depuradora de aguas residuales puede aplicarse para el riego de parques, jardines y cultivos, a un coste variable de 30-45 ptas/m³.
- Debe pensarse en una gestión integral de los recursos de naturaleza no renovable (desalación y reutilización) que permita un coste menor a la desalación pura. Puede obtenerse un coste medio del agua para abastecimiento de 50 ptas/m³, aprovechando también infraestructuras comunes a ambos procesos.

Las reflexiones generales extraídas del informe son las siguientes:

- El coste de la desalación es en estos momentos mucho menor que el propugnado en el Plan Hidrológico Nacional (PHN), que lo estipula en 135 ptas/m³ de media. En este informe se ha visto que la integración de métodos de desalación de agua de mar y salobre y reutilización de aguas residuales puede obtenerse a un precio cercano a las 50 ptas/m³.
- La tendencia observada de la disminución de precipitaciones como consecuencia del efecto invernadero, va a obligar en un futuro no muy lejano a la construcción de plantas desaladoras, aunque se ejecuten las grandes obras hidráulicas para trasvases de las cuencas hidrográficas 'excedentarias'.
- Por lo tanto, la rentabilidad anunciada a la realización de un trasvase, teniendo en cuenta los dos argumentos anteriores, va a ser mucho menor de la esperada. La facilidad de ampliación de las plantas desaladoras y su menor propensión al incremento del coste final de su construcción son otros factores desfavorables de una obra hidráulica con respecto a la desalación. Si además se añade el beneficio obtenido en la cuenca cedente gracias al uso del agua no transferida a la cuenca deficitaria, dicha rentabilidad económica queda claramente en entredicho.
- Para el abastecimiento urbano propuesto en el Plan Hidrológico Nacional (440 hm³), la instalación de 8-12 plantas del tamaño de la planta desaladora en construcción de Carboneras (Almería), convenientemente situadas (y combinadas si se desea con plantas de reutilización de aguas residuales urbanas) es suficiente para cubrir dicha demanda.
- La rentabilidad de la desalación de aguas para la agricultura queda supeditada al tipo de cultivo. En España puede ser perfectamente viable para cultivos intensivos, pero debe señalarse que es el único país donde se riega en una cuantía significativa con aguas desaladas.

NOTAS PARA LA COMPRENSIÓN DE ESTE INFORME

El texto tiene referencias continuas a abreviaturas o siglas para sintetizarlo al máximo. Se recomienda consultar el apartado de abreviaturas en caso de duda sobre alguna de ellas.

Las referencias a la documentación están puestas de forma explícita en el texto pero también aparecen incluidas en el apartado de documentación.

Para una lectura más rápida y comprensiva, el informe está realizado en color, tanto las gráficas como parte del texto. Los colores del texto diferentes del habitual tienen este significado:

- **Color rojo:** Comentario que es importante resaltar. También suelen ser conclusiones con respecto a un tema en particular.
- **Color gris:** Muestra un ejemplo del tema especificado en ese apartado.
- **Color verde:** Es la definición de un término o un parámetro característico en desalación.

ÍNDICE

1. OBJETO	9
2. GENERALIDADES	10
2.1. Consumo hídrico	10
2.2. Recursos hídricos	11
2.3. Conclusiones	14
3. CONCEPTO DE DESALACIÓN	15
4. PROCESOS DE DESALACIÓN	17
4.1. Destilación súbita por efecto flash (MSF)	17
4.2. Destilación por múltiple efecto (MED)	19
4.3. Compresión térmica de vapor	20
4.4. Destilación solar	21
4.5. Congelación	22
4.6. Formación de hidratos	22
4.7. Destilación por membranas	22
4.8. Compresión mecánica de vapor	23
4.9. Ósmosis inversa	24
4.10. Electrodialisis	26
4.11. Intercambio iónico	27
4.12. Resumen	28
5. CALIDAD DE LAS AGUAS	29
5.1. Condiciones del agua bruta aportada	29
5.2. Calidad requerida al agua	30
5.3. Calidad obtenida con la desalación	31
5.4. Conclusiones finales	32
6. BREVE HISTORIA DE LA DESALACIÓN	33
6.1. Perspectiva mundial	33
6.2. Historia de la desalación en España	34
7. SITUACIÓN ACTUAL DE LA DESALACIÓN	37
7.1. Oriente Medio y Norte de África	38
7.2. América	39
7.3. Asia y Oceanía	40
7.4. Europa	41
7.5. Nuevas instalaciones	41
7.6. La desalación en España	43
7.7. Resumen	48
8. CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES	49
8.1. Evaluación del impacto ambiental de instalaciones desaladoras	49
8.2. Problemática medioambiental de los vertidos de salmuera	49
8.2.1. Aguas salobres	50
8.2.2. Aguas marinas	51
8.3. Otros vertidos	51
8.4. Otros impactos y consideraciones finales	52

9. COSTES DE LA DESALACIÓN	53
9.1. Consideraciones generales	53
9.2. Costes de desalación de agua de mar	54
9.2.1. Destilación en plantas duales	54
9.2.1.1. Coste del combustible	54
9.2.1.2. Consumo eléctrico	56
9.2.1.3. Inversión necesaria y amortización	57
9.2.1.4. Otros costes	58
9.2.1.5. Coste total y conclusiones	58
9.2.2. Destilación en cogeneración con venta de electricidad	59
9.2.3. Desalación de agua de mar por ósmosis inversa	63
9.2.3.1. Coste de la energía eléctrica	63
9.2.3.2. Coste de la inversión	64
9.2.3.3. Coste de personal y mantenimiento	65
9.2.3.4. Coste de aditivos químicos	65
9.2.3.5. Coste de reposición de membranas y arenas	66
9.2.3.6. Coste total del agua en una EDAM y conclusiones ...	66
9.3. Desalación de aguas salobres	67
9.3.1. Desalación por ósmosis inversa	67
9.3.1.1. Coste energético de las EDAS	67
9.3.1.2. Coste de inversión	67
9.3.1.3. Coste de mantenimiento y personal	68
9.3.1.4. Coste de aditivos químicos	68
9.3.1.5. Coste de reposición de membranas	68
9.3.1.6. Coste total asociado a desalación de aguas salobres ...	69
9.3.2. Desalación por electrodiálisis	69
9.4. Resumen	69
10. REUTILIZACIÓN DE AGUAS	71
10.1. Introducción	71
10.2. Calidad requerida para los diferentes usos	71
10.3. Tratamientos de aguas residuales para reuso	73
10.3.1. Desalación para aguas provenientes de una EDAR	74
10.3.1.1. Desalación por ósmosis inversa	74
10.3.1.2. Electrodiálisis reversible	74
10.3.1.3. Pretratamientos necesarios para la desalación de ARU	74
10.3.2. Otros tratamientos	76
10.4. Costes de la reutilización de ARU	76
10.5. Consideraciones finales sobre la reutilización de ARU	77
11. LA GESTIÓN INTEGRAL DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA COMO ALTERNATIVA AL PHN	79
12. CONCLUSIONES Y CONSIDERACIONES CON RESPECTO AL PHN	82
12.1. Costes del agua desalada	82
12.2. La desalación en el PHN	83
12.3. Consideraciones medioambientales	84
12.4. Consideraciones estratégicas y finales	84

ANEXO 1. Descripción y parámetros de operación del proceso MSF	86
ANEXO 2. Evaporadores de las plantas MED-TVC	91
ANEXO 3. Instalaciones de ósmosis inversa	92
a3.1. Ecuaciones básicas y parámetros característicos	92
a3.2. Membranas y agrupación	95
a3.3. Equipos de alta presión	96
a3.4. Sistemas de recuperación de energía	96
DIRECCIONES DE INTERÉS	98
ABREVIATURAS	99
BIBLIOGRAFÍA Y DOCUMENTACIÓN	101
LISTA DE FIGURAS	105
LISTA DE TABLAS	106
LISTA DE GRÁFICAS	108

1. OBJETO.

Uno de los más graves problemas que se avecina en el siglo XXI es la escasez de agua, entendiéndose por ello un agua en cantidad y calidad apta para el consumo humano. La transferencia de volúmenes de las zonas con excedentes hídricos a las zonas deficitarias es una solución contemplada en numerosas ocasiones, pero no es la ideal a adoptar ya que la tendencia climática actual, de constantes y bruscas variaciones en cuanto al régimen de precipitaciones, no permite asegurar las transferencias provenientes de la cuenca cedente. Es necesario por lo tanto recurrir, en condiciones desgraciadamente no muy excepcionales (sequías) al aporte de recursos externos de naturaleza no convencional (es decir, no proveniente de fenómenos naturales). Uno de los procesos que permiten ese aporte externo es la desalación, que obviamente puede ser utilizado no sólo para condiciones de escasez de recursos convencionales. Con ello se quiere recalcar que la aportación de recursos externos no convencionales es necesaria para dotar las cuencas deficitarias, ya que las transferencias de otras cuencas no van a ser capaces de asegurar la cuota estimada años atrás. Y sin embargo, dicha aportación no convencional sí evitaría la realización de grandes obras hidráulicas para un trasvase intercuenas.

El Plan Hidrológico Nacional (PHN) en esencia recoge la justificación de una transferencia intercuenas de volúmenes hídricos. Entre otras actuaciones incluye la construcción de las infraestructuras hidráulicas necesarias para un trasvase desde el río Ebro para el abastecimiento urbano de Cataluña, y otro para el abastecimiento urbano, industrial y agrícola de las Comunidades Valenciana, Murciana y Andaluza (Almería), con un total de 1.050 hm³. A la vista de ello, y de los datos históricos analizados sobre las disponibilidades del río Ebro, este informe trata de mostrar con rigor el estado actual de la técnica de una alternativa no contemplada suficientemente en dicho PHN: la desalación. **Máxime cuando España es el país más desarrollado de Europa tanto en tecnología de la desalación como en número y capacidad de instalaciones.** El I Congreso de la Asociación Española para la Desalación y Reutilización de aguas (AEDyR, 28-29 de Noviembre de 2000) ha dado buena prueba de la capacidad de innovación y expansión de la desalación en numerosas áreas del territorio español.

La finalidad del informe radica en la exposición de la realidad de una alternativa que al menos debería ser seriamente contemplada en dicho Plan -con ello nos referimos a un análisis económico de la misma envergadura que el de las infraestructuras hidráulicas necesarias para el trasvase-, a la vista de la experiencia satisfactoria del funcionamiento y gestión de este tipo de plantas en nuestro país y en el resto del mundo desde hace más de 30 años. No se trata de un informe crítico del PHN, tan sólo cuando aparecen datos concernientes a la desalación de aguas como alternativa a un coste demasiado elevado.

2. GENERALIDADES.

2.1. Consumo hídrico

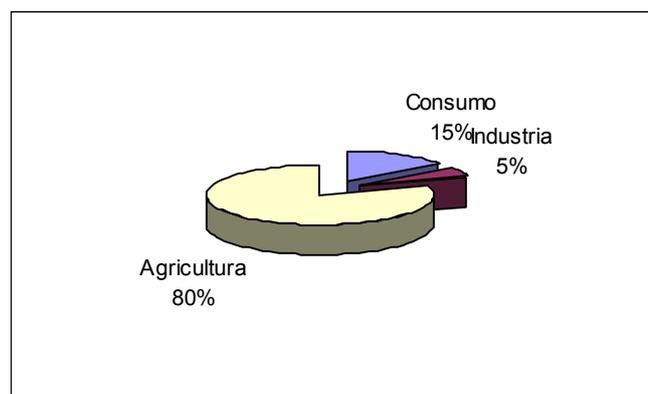
La vida humana depende de la existencia de agua dulce. Así, la Organización Mundial de la Salud (OMS) establece un mínimo de 150 litros por persona y día para mantener un límite de higiene que no permita la transmisión de enfermedades infecciosas. De ellos, tan sólo 0.75 litros es el mínimo necesario a beber (2.5 litros es lo normal), y el resto para cocinar, lavar, ducharse, etc. (Al-Gobaisi, 1997).

Generalmente, el nivel de desarrollo local incide en el consumo de agua dulce per cápita, pero normalmente la climatología también incide en ese consumo. La siguiente tabla resume el consumo per cápita anual a finales de 1992, donde se puede ver que España es un gran consumidor de agua dulce:

Continentes ó país	m ³ /hab. y año
Europa	726
Asia	526
África	244
América del Sur	476
América del Norte y Central	1.692
Oceanía	907
Antigua URSS	1.330
España	1.174
Total mundial	660

Tabla 2.1. Consumo hídrico per cápita por continentes y en España.
Fuente: Lanz (1997).

De este consumo, la mayoría se destina a la agricultura (en España supone el 80% del consumo total, aunque parte del mismo retorna a sus cuencas hidrográficas procedentes), a la industria (en nuestro país se evalúa en un 5%) y al consumo humano propio (el 15% restante para España, incluyendo el consumo turístico de carácter marcadamente estacional).



Gráfica 2.1. Distribución del consumo por sectores en España.
Fuente: MIMAM (2000).

Esta tendencia es similar en otros países, pero el grado de desarrollo incide en un mayor peso en el consumo industrial (en USA es el 49%) en detrimento del consumo agrario (en China llega al 87% del total).

2.2. Recursos hídricos.

Las reservas de agua en el planeta son inmensas. Estimaciones actualizadas calculan que la hidrosfera contiene cerca de 1.386 millones de km³, sin embargo los océanos que representan una gran reserva de este agua, cubriendo las tres cuartas partes de la superficie terrestre y el 97.5% del total, tienen una salinidad media de más de un 3% en peso, haciéndola inservible para cualquier tipo de uso (agrícola, industrial o humano). El resto es agua dulce, pero el 68.9% está en forma permanente como hielo y nieve que cubren las regiones polares y montañosas (y por lo tanto de uso imposible). Del resto de agua dulce disponible, el 29.9% son aguas subterráneas y tan sólo el 0.3% se encuentra en lagos, reservorios y sistemas de los ríos, están en consideración de ser utilizables sin limitaciones técnicas ni económicas.

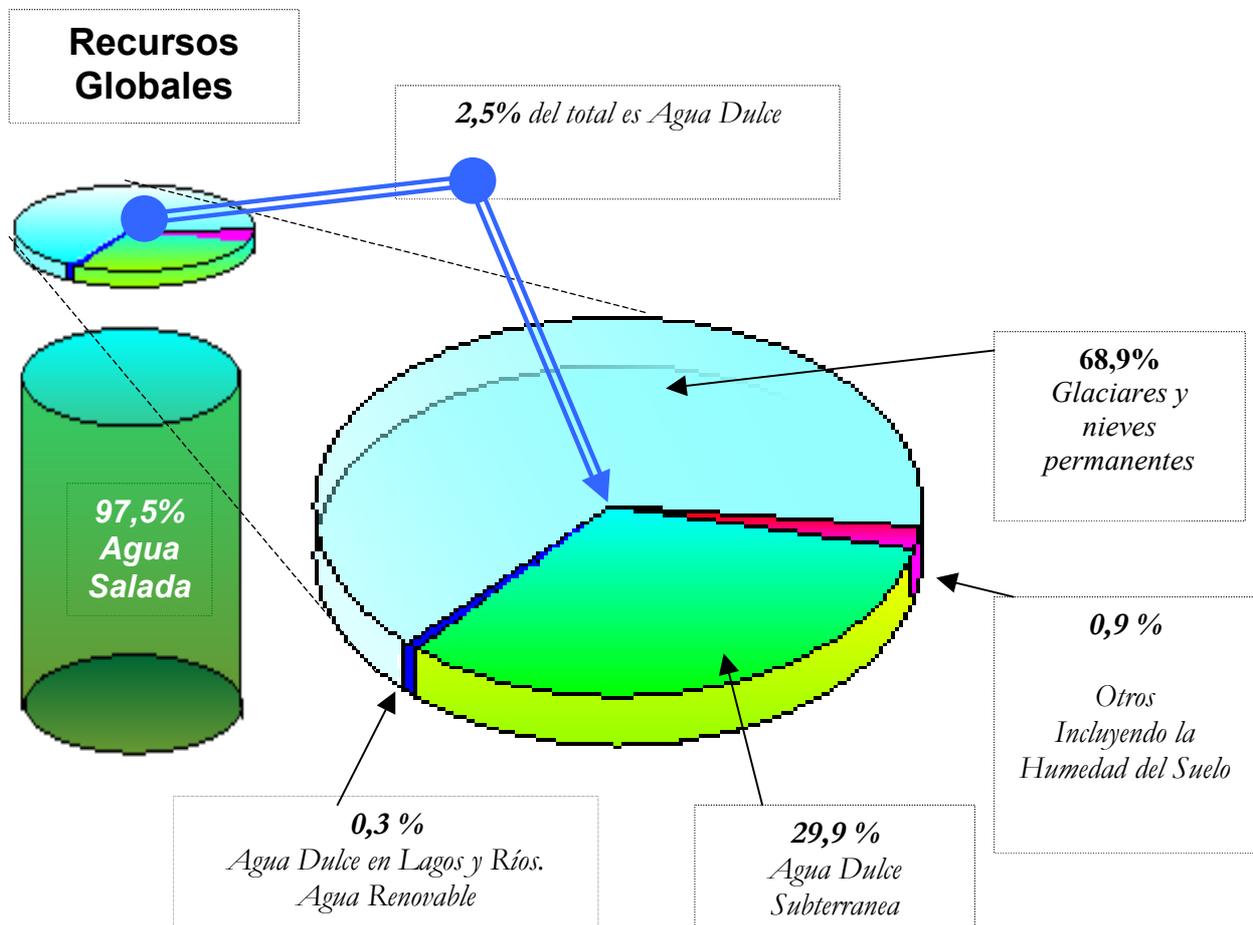


Figura 2.1. Recursos globales de la Tierra.
Fuente: Shiklomanov (1999).

El ciclo hidrológico terrestre (evaporación-formación de nubes-precipitación-escorrentía) es el responsable de la existencia de los recursos hídricos renovables mencionados anteriormente (el período de renovación de los hielos polares es de 10.000 años y de 17 para los acuíferos y glaciares, cuando éstos se extraen a una velocidad superior a la recarga la diferencia se considera recurso hídrico no renovable). El valor medio de los recursos

hídricos renovables mundiales se calcula en 42.750 km³ por año, pero este valor es muy variable con el espacio y el tiempo.

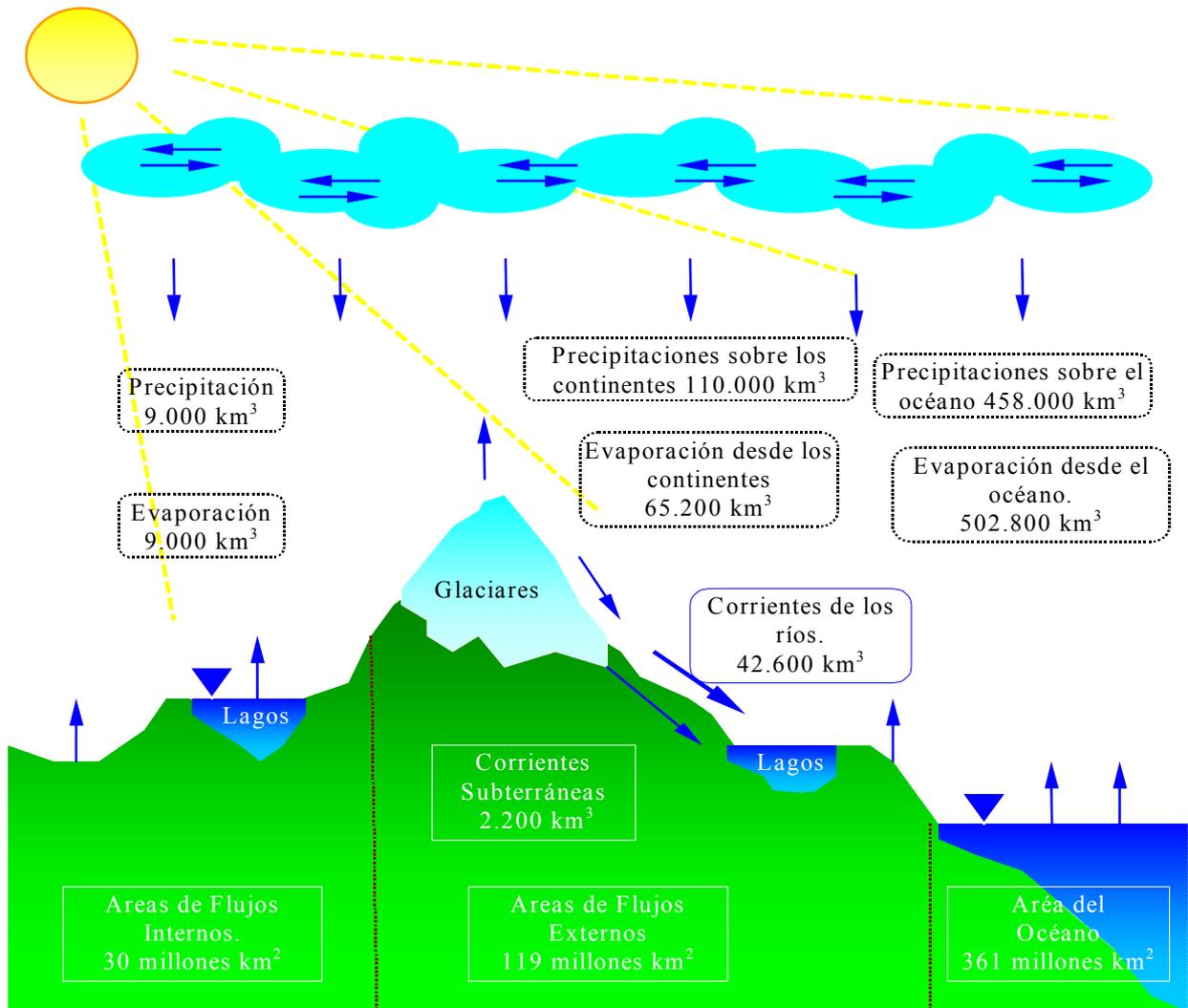


Figura 2.2. Ciclo hidrológico del agua en la Tierra.
Fuente: Shiklomanov (1999).

Ciñéndonos a la variabilidad espacial de dichos recursos, la tabla 2.2 muestra la distribución por continentes y de algunos países como dato significativo de dicha irregular distribución en el planeta.

País o continente	Anual (km ³)	Per cápita (m ³ /hab)
Alemania	96	1.165
España	110,3	2.775
Francia	180	3.065
Irlanda	47	13.187
Noruega	384	87.691
Reino Unido	71	1.219
Rusia	4.312,7	29.115
Suiza	42,5	5.802
EUROPA	6.142,9	
Canadá	3.287	120.000

Estados Unidos	2.930	11.500
NORTE AMÉRICA	6.217	
Argentina	270	17.000
Brasil	6.220	45.200
Colombia	1.200	35.000
Cuba	34,7	3.110
Méjico	345	3.670
Perú	1.100	50.300
Venezuela	856	36.830
CENTRO Y SUR AMÉRICA	10.683	
Argelia	13,87	460
Angola	184	15.376
Camerún	268	18.711
Egipto	2,8	43
Guinea	226	29.454
Libia	0,6	100
Sierra Leona	160	34.957
Sudáfrica	44,8	1.011
ÁFRICA	3.988,1	
Arabia Saudita	2,4	119
China	2.800	2.231
Emiratos Árabes	0,15	64
India	1.850	1.896
Indonesia	2.530	12.251
Japón	547	4.344
Kuwait	0,02	11
Malasia	456	21.259
Turquía	196	3.074
ASIA	12.686,5	
Australia	343	18.596
Nueva Zelanda	313	89.400
OCEANÍA	1.539,3	

Tabla 2.2. Recursos hídricos anuales renovables locales y per cápita de diferentes países y por continentes.

Fuente: Shiklomanov (1999) y WRI (1999).

Como puede verse en esta tabla, hay 6 países que acaparan casi el 50% de los recursos hídricos totales: Brasil, Canadá, Rusia, Estados Unidos, China e India. Hay 5 grandes ríos que concentran el 27% de dichos recursos renovables: Amazonas, Ganges-Brahmaputra, Congo, Amarillo y Orinoco. **Lo que sí queda muy claro es la mala distribución de los recursos hídricos que existe en el planeta, con zonas de baja población y abundancia de recursos difícilmente aprovechables.** La cifra anual de 1.000 m³/hab. de recursos hídricos renovables se considera el límite a partir del cual una zona ó país se considera que tiene estrés hídrico y por lo tanto se impide su desarrollo (Al-Gobaisi, 1997), ya que ello implica la utilización de recursos de naturaleza no renovable (principalmente acuíferos sobreexplotados, los cuales van perdiendo su calidad paulatinamente). De acuerdo a esta convención, todos los países de Oriente Medio y del Magreb sufren de estrés hídrico, pero sin embargo la media de España es claramente superior a este valor límite, aunque la distribución de los recursos en las cuencas hidrográficas, muestre las grandes

diferencias que han provocado déficit estructural en algunas de estas cuencas, debido principalmente a la agricultura intensiva de regadío.

La realidad actual es que 26 países sufren ya problemas de escasez (300 millones de personas), y las proyecciones para el año 2050 son mucho más pesimistas, con 66 países afectados que concentran las 2/3 partes de la población mundial (Medina, 2000).

Además, la existencia de recursos suficientes no implica que su calidad o disponibilidad permita su simple uso: así puede ponerse como ejemplo que hay 1.500 millones de personas que dedican de 3 a 4 horas diarias a conseguir agua (Intermón, 1998), generalmente en los países africanos y asiáticos; y también pueden destacarse los problemas de salobridad de regiones de la India donde se concentran más de 60 millones de personas.

2.3. Conclusiones.

La desigualdad patente entre los recursos y el consumo hídrico en las diferentes zonas del planeta provoca situaciones de insostenibilidad muy claras, en aquellos lugares con menores recursos hídricos renovables que su consumo demandado.

Queda claro que es necesario ahorrar agua en todos los sectores consumidores, desde la utilización de técnicas de riego más avanzadas que eviten el despilfarro de la misma, el ahorro en el consumo humano, con su posterior depuración y hasta reutilización.

Pero aún así hay zonas del planeta (muy áridas o aisladas) que tienen una dependencia de fuentes externas de agua para su desarrollo. La desalación es un proceso que permite aumentar dichos recursos, pero tiene un coste económico que sólo pueden asumir los países ricos, por lo tanto esta solución a la falta de agua es una de las razones que no permite un desarrollo equitativo de la sociedad, al igual que un trasvase intercuenas de zonas más pobres a las más ricas. La purificación de aguas consumidas anteriormente también es una nueva fórmula para incrementar los recursos, que suele conllevar un proceso de similares características al utilizado para la desalación y por lo tanto se incluirá en este informe.

3. CONCEPTO DE DESALACIÓN.

La desalación es el proceso de separación de sales de una disolución acuosa, pero que puede ampliarse al proceso de separación del agua de las sales, ya que existen tecnologías que realizan este proceso y el fin último a perseguir es la separación de ambos componentes para el uso humano del agua dulce producto. En castellano existe también la acepción “desalinizar” para describir el mismo proceso, gramaticalmente correcta pero a nuestro entender proveniente de otro proceso de naturaleza diferente al que se estudia aquí: “desalinización” es el proceso de lavado y drenaje de suelos salinizados por efectos del riego de aguas de naturaleza salobre. De ahora en adelante, sólo se utilizará la acepción “desalar” para abordar el fenómeno que nos interesa en este informe: disminuir el contenido salino de las aguas para su posterior uso.

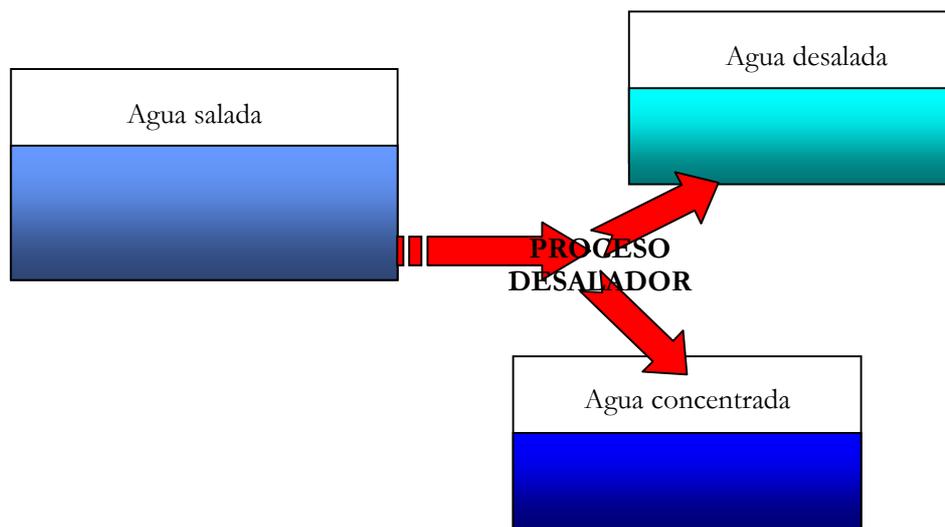


Figura 3.1. Esquema de un proceso de desalación.
Fuente: Elaboración propia.

Desde el punto de vista termodinámico, la desalación de agua se obtiene aplicando la energía necesaria para separar las sales que contiene, previamente mezcladas en un proceso natural. La cantidad mínima necesaria para desalar puede obtenerse por lo tanto siguiendo el camino inverso del proceso de desalación, midiendo la energía que se desprende en la disolución de sales en agua pura, y puede representarse por la fórmula (El-Sayed y Silver, 1980):

$$W_{min} = R \cdot T \cdot \ln a_w \quad (3.1)$$

donde W_{min} es la energía desprendida en el proceso de mezcla (kWh/m^3), R es la constante universal de los gases ($R=0.082 \text{ atm}\cdot\text{l}/\text{K}\cdot\text{mol}$), T es la temperatura absoluta de la mezcla ($T=\text{Temperatura}(\text{° C})+273.15$), y a_w es la actividad de los electrolitos que componen la disolución salina, de valor cercano a la unidad para aguas marinas. Como la actividad depende fuertemente de la concentración de dichos electrolitos (es directamente proporcional a la molalidad de los constituyentes tanto iónicos como no iónicos), la energía mínima desprendida en el proceso y por lo tanto la necesaria para desalar depende de la concentración del agua de aporte: para un agua bruta media del mar de 35.000 ppm de total de sólidos disueltos (TDS), dicha energía a 25° C es de 0.88 kWh/m^3 , pero baja hasta los 0.3 kWh/m^3 en el caso de una concentración de 15.000 ppm.

Pero **ningún proceso tiene el carácter de reversibilidad total que implica que pudiéramos desalar agua salada con estos costes energéticos tan bajos**: si ello fuera así podríamos obtener agua dulce a menos de 7 ptas/m³ para el caso de agua marina, suponiendo un coste medio del kWh de 8 ptas. Ello implicaría un proceso extremadamente lento y cerca del equilibrio, algo que es imposible de materializar físicamente. La tecnología actual sólo permite desalar a un coste energético al menos cinco veces mayor al mínimo para cada concentración (existen rozamientos, fricciones, flujos de calor que no son convertibles totalmente en trabajo, etc), con lo que el desarrollo futuro al menos es esperanzador, ya que realmente el coste mínimo hace que el coste energético asociado a la desalación sea menor que el coste de amortización o de mantenimiento de una instalación desaladora.

Aunque la desalación propiamente dicha comenzó a finales del siglo XIX en el aprovechamiento del vapor de las calderas de los pequeños barcos para su consumo humano, **en el propio ciclo hidrológico del agua existe el fenómeno de la desalación en el proceso de evaporación de aguas de mar**: anualmente se evaporan de los océanos 502.800 km³ de agua y 65.200 km³ de los continentes (Botero, 2000). Generalmente todos los procesos de desalación más antiguos estaban relacionados con el fenómeno de la evaporación de aguas con contenido salino, con la utilización de vapor de proceso o energía solar, hasta la aparición en los años 60 de las membranas con calidad suficiente para filtrar concentraciones de agua de mar. A partir de ahí, este tipo de tecnologías ha sido mas rápidamente desarrollada que otro tipo de procesos, especialmente en España debido a las calidades del agua introducida en sus módulos.

Una vez descrito el fenómeno de la desalación, en los siguientes apartados se hará una descripción de los principales métodos de desalación existentes en la actualidad, incidiendo mas detalladamente en aquellos procesos con una mayor implantación dentro del panorama mundial de la desalación.

4. PROCESOS DE DESALACIÓN.

Como anteriormente se mencionó, en la desalación se puede separar el agua de las sales ó viceversa. Por lo tanto la primera clasificación de los métodos de desalación se atenderá a la forma de separación de sales y agua. Las siguientes clasificaciones se harán según el tipo de energía utilizada para el proceso, y finalmente por el proceso físico de la desalación. La tabla 4.1 muestra dicha clasificación de los métodos existentes:

Separación	Energía	Proceso	Método
Agua de sales	Térmica	Evaporación	Destilación súbita (flash)
			Destilación multiefecto
			Termocompresión de vapor
			Destilación solar
	Cristalización	Congelación	
		Formación de hidratos	
	Filtración y evaporación	Destilación con membranas	
Mecánica	Evaporación	Compresión mecánica vapor	
	Filtración	Ósmosis Inversa	
Sales de agua	Eléctrica	Filtración selectiva	Electrodialisis
	Química	Intercambio	Intercambio iónico

Tabla 4.1. Métodos de desalación existentes en el mercado.

Fuente: Elaboración propia.

Antes de profundizar en cada uno de los métodos de desalación que aparecen en este capítulo, es necesario centrar la atención en el consumo energético necesario para obtener agua dulce en condiciones de potabilidad. **Si obtenemos agua pura evaporando agua salada (desde luego uno de los métodos mas ineficientes), la cantidad de energía necesaria para dicho cambio de fase es nada menos que 2.258 kJ/kg a presión atmosférica. Ello supone 0.627 kWh/kg, es decir, alrededor de 5 pesetas por litro de agua desalada (el precio del kWh tomado es de 8 ptas/kWh). Lógicamente, a este precio sólo podría pagarse el agua para la ingestión, pero no para el resto de usos cotidianos.** Por lo tanto, en todos métodos son especialmente importantes los sistemas de recuperación de energía, para evitar este consumo tan desmesurado que haría impensable utilizar técnicas de desalación.

En los siguientes apartados, se va a dar una breve descripción de los procesos de desalación existentes actualmente, incidiendo de forma más detallada en aquellos más extendidos en la industria desaladora. Estos procesos serán ampliados en sucesivos anexos mostrados al final del informe.

4.1. Destilación súbita por efecto flash (MSF).

El proceso de destilación súbita por efecto flash es el primer proceso desalador por destilación digno de mencionar. **La desalación obtenida por destilación consiste en evaporar agua para conseguir vapor que no contiene sales (éstas son volátiles a partir de 300° C):** el vapor se condensa posteriormente en el interior ó exterior de los tubos de la instalación. Los sistemas desaladores suelen funcionar por debajo de la presión atmosférica, por lo que necesitan un sistema de vacío (bombas ó eyectores), además de extracción del aire y gases no condensables.

La utilización de una cámara flash permite una evaporación súbita (y por lo tanto de carácter irreversible) previa a su posterior condensación. Generalmente, la cámara flash se sitúa en la parte baja de un condensador de dicho vapor generado en la cámara inferior. Por lo tanto, la recuperación de calor necesario para la evaporación se obtiene gracias a la unión sucesiva de etapas en cascada a diferente presión, y es necesario el aporte mínimo de la condensación de un vapor de baja o media calidad proveniente de una planta de generación eléctrica. La figura 4.1 muestra el esquema típico de una planta de evaporación súbita por efecto flash (Multi Stage Flash Distillation, MSF).

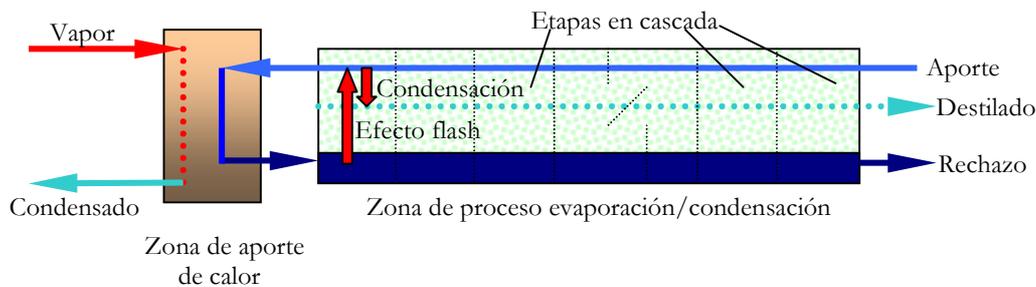


Figura 4.1. Esquema de una planta de evaporación súbita por efecto flash.

Fuente: Elaboración propia.

Como veremos posteriormente **es el proceso evaporativo más ampliamente utilizado en el mundo, de implantación masiva sobre todo en Oriente Medio**. Ello se debe a varias razones:

- Es especialmente válido cuando la calidad del agua bruta no es buena (alta salinidad, temperatura y contaminación del agua aportada).
- Su acoplamiento con plantas de potencia para formar sistemas de cogeneración es muy fácil y permite una gran variabilidad de rangos de operación en ambas plantas.
- Su robustez en la operación diaria frente a otros procesos de destilación es notoria.
- La capacidad de las plantas MSF es mucho mayor que otras plantas destiladoras (ver anexo 1), en virtud a la cantidad de etapas conectadas en cascada sin problemas de operación.

Sin embargo, las plantas MSF tienen un grave inconveniente. **Su consumo específico, definido como la cantidad de energía consumida para producir 1 m³ de agua desalada**, es de los más altos de los procesos estudiados. A este consumo contribuyen el consumo térmico proveniente de la planta productora de electricidad, más alto que otros procesos de destilación debido al efecto flash; y el consumo eléctrico debido al gran número de bombas necesarias para la circulación de los flujos de planta. Además de su alto coste de operación, su coste de instalación no es más bajo que otros procesos de desalación.

El anexo 1 describe de forma más detallada el proceso y los parámetros de operación característicos de este tipo de plantas. En el apartado 6 aparece un pequeño inventario de las plantas están implantadas por toda la geografía mundial, donde se puede ver que un porcentaje elevado de las mismas corresponde a plantas MSF combinadas con plantas productoras de electricidad (comúnmente llamadas plantas duales).

4.2 Destilación por múltiple efecto (MED).

Al contrario que en el proceso MSF por efecto flash, en la destilación por múltiple efecto (MED) la evaporación se produce de forma natural en una cara de los tubos de un intercambiador aprovechando el calor latente desprendido por la condensación del vapor en la otra cara del mismo. Una planta MED (Multi-Effect Distillation) tiene varias etapas conectadas en serie a diferentes presiones de operación (ver figura 4.2), dichos efectos sucesivos tienen cada vez un punto de ebullición más bajo por el efectos de dicha presión. Esto permite que el agua de alimentación experimente múltiples ebulliciones, en los sucesivos efectos, sin necesidad de recurrir a calor adicional a partir del primer efecto. El agua salada se transfiere luego al efecto siguiente para sufrir una evaporación y el ciclo se repite, utilizando el vapor generado en cada efecto. Normalmente también existen cámaras flash para evaporar una porción del agua salada que pasa al siguiente efecto, gracias a su menor presión de operación.

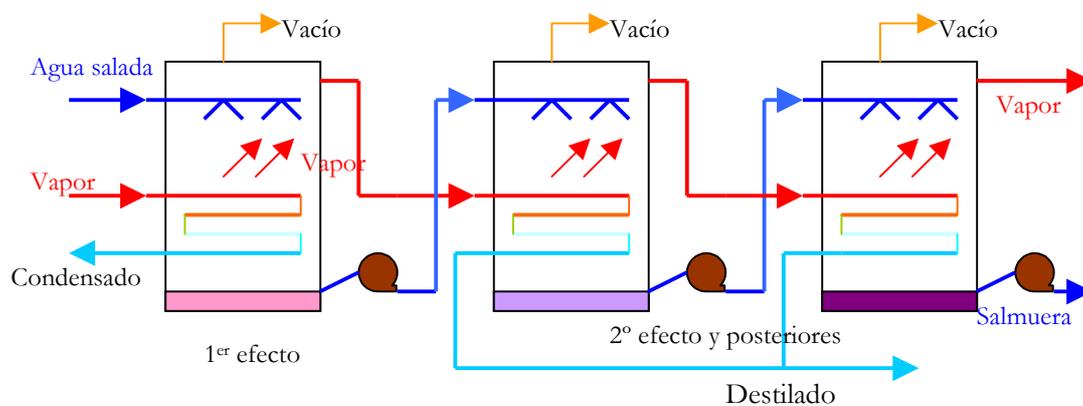


Figura 4.2. Destilación múltiple efecto (MED) con evaporadores horizontales (HFF) (ver anexo 2).
Fuente: Elaboración propia.

La primera etapa se nutre de vapor externo de un sistema recuperativo, una turbina de contrapresión (ó extracción de una de condensación). Un condensador final recoge el agua dulce en la última etapa precalentando el agua de aportación al sistema. Por lo tanto las plantas MED también conforman sistemas de cogeneración al igual que las MSF consumiendo una porción de energía destinada a priori a la producción eléctrica.

La destilación por múltiple efecto no es un proceso solamente utilizado para la desalación. La industria azucarera utiliza constantemente destiladores de múltiple efecto, aunque en este caso el propósito no es obtener destilado sino concentrar mezclas de otra naturaleza a la estudiada aquí. El tipo de intercambiadores utilizado para plantas MED viene resumido en el anexo 2.

La capacidad de este tipo de plantas suele ser más reducida que las MSF (nunca suele superar los 15.000 m³/día) (Al-Shammiri y Safar, 1999), aunque ello se debe mas a razones de índole política que operativa: las MSF más grandes se instalan en Oriente Medio y las mayores MED están instaladas en las islas del Caribe para abastecer de agua estas zonas de gran presión turística. También es verdad que el número máximo de efectos conectados en serie raramente es mayor de 15, a excepción de las MED con múltiples efectos integrados en cada uno de ellos, llegando en este caso a un número total de más de 50.

Sin embargo, tienen un mejor rendimiento global con respecto a una MSF: el GOR (ver anexo 1 para su definición) de este tipo de plantas puede llegar a 15 sin ningún problema, reduciendo por lo tanto el consumo específico de este proceso respecto de una planta MSF con idénticas capacidades. Ello se debe principalmente a la irreversibilidad asociada al proceso de separación flash que aparece en los procesos MSF. Además el consumo eléctrico es menor que la MSF ya que necesita menos bombas de circulación al no existir recirculación de salmuera.

Ello implica que el peso de este proceso en el contexto mundial de la desalación es mucho menor que el de las MSF ó la ósmosis inversa (OI) que se comentará posteriormente.

4.3. Compresión térmica de vapor (TVC)

La compresión térmica de vapor (TVC, Thermal Vapor Compression) **obtiene el agua destilada con el mismo proceso que una destilación por múltiple efecto (MED), pero utiliza una fuente de energía térmica diferente: son los llamados compresores térmicos (o termocompresores), que consumen vapor de media presión proveniente de la planta de producción eléctrica (si tenemos una planta dual, sino sería de un vapor de proceso obtenido expresamente para ello) y que succiona parte del vapor generado en la última etapa a muy baja presión, comprimiéndose y dando lugar a un vapor de presión intermedia a las anteriores adecuado para aportarse a la 1ª etapa, que recordemos era la única que consume energía en el proceso.**

La figura 4.3 muestra la configuración típica de una planta TVC con intercambiadores de tubos horizontales (lógicamente los tipos de intercambiadores son idénticos a los del proceso MED).

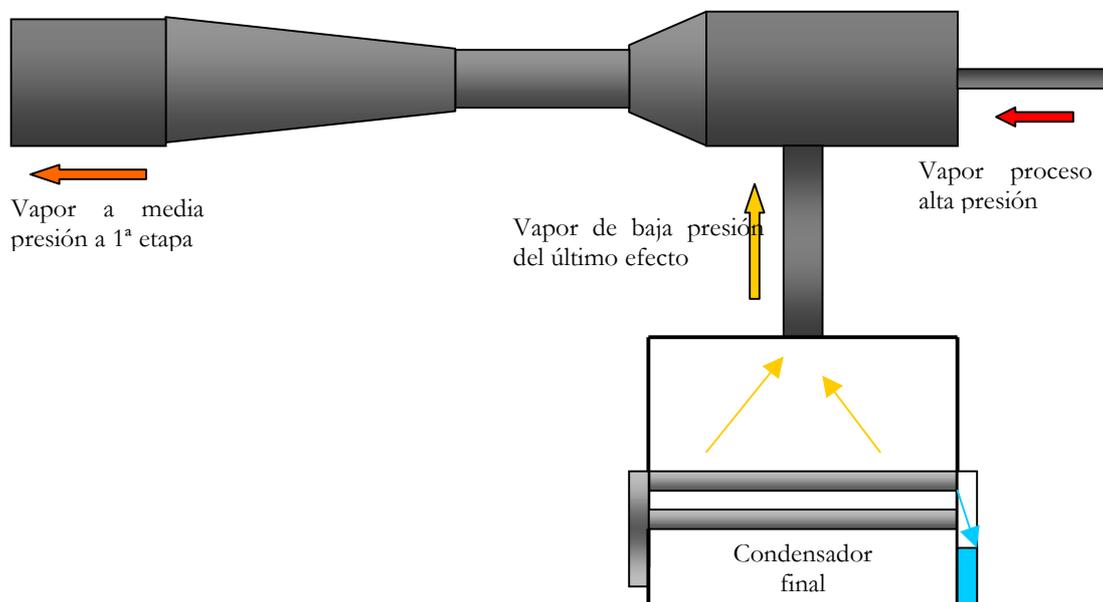


Figura 4.3. Esquema típico del termocompresor acoplado a una planta TVC con HFF (ver anexo 2).

Fuente: Elaboración propia.

El rendimiento de este tipo de plantas es similar a las de las plantas MED, sin embargo su capacidad desaladora puede ser mucho mayor al permitirse una mayor adaptabilidad de toma de vapor de las plantas productoras del mismo. Muchas veces se las considera el mismo proceso, pero aquí se tratarán individualmente ya que el consumo de energía de la planta se realiza por un equipo diferente. Como ejemplo puede destacarse el proyecto de construcción en el sudoeste de California de una planta TVC con intercambiadores VFF (ver anexo 2) y múltiple efecto por etapa de alrededor de 75 MGD (340.000 m³/día) (Al-Shammiri y Safar, 1999).

4.4. Destilación solar.

La energía solar es el método ideal para producir agua en zonas áridas y muy aisladas del resto de poblaciones. **A pesar de tener un coste energético nulo y escasa inversión necesaria, su baja rentabilidad reside en su escasa producción** por metro cuadrado de colector al destilarse tan sólo unos litros al día en el caso de condiciones climatológicas favorables. Por lo tanto no se han desarrollado a gran escala en lugares con un consumo elevado de agua dulce.

Hay varias formas de producir agua dulce usando la energía solar, en este párrafo nos ceñiremos a la destilación por colectores (ver figura 4.4). **El principio básico es el del efecto invernadero: el sol calienta una cámara de aire a través de un cristal transparente**, en cuyo fondo tenemos agua salada en reposo. Dependiendo de la radiación solar y otros factores como la velocidad del viento (que enfría el vidrio exterior), una fracción de esta agua salada se evapora y se condensa en la cara interior del vidrio. Como dicho vidrio está colocado inclinado, las gotas caen en un canal que va recogiendo dicho condensado evitando que vuelvan a caer en el proceso de condensación a la lámina inferior de salmuera. Aunque pueden utilizarse técnicas de concentración de los rayos solares apoyándose en lentes ó espejos (parabólicos ó lisos), no suelen compensar las mayores pérdidas de calor que ello acarrea y su mayor coste económico.

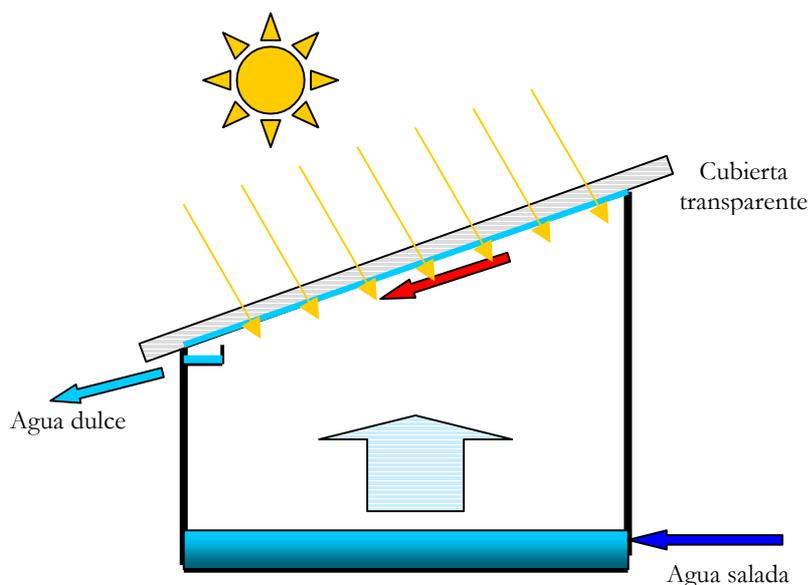


Figura 4.4. Esquema de un colector solar para destilación.
Fuente: Elaboración propia.

Pero la energía solar también puede ser la fuente de energía de un proceso de destilación, incluso de producción eléctrica para pequeñas instalaciones de ósmosis inversa. Por ejemplo, el uso de colectores de concentración parabólicos (PTC) puede usarse en procesos MSF ó MED dependiendo del coste de los colectores, que son los que determinan la producción de agua por metro cuadrado de PTC (de media producen 10 m³ de agua dulce por m² de colector) y factores climáticos tales como el porcentaje del día en que la planta consume energía solar (factor solar SF) (García, 1999; García, Palmero y Gómez, 1999). Como se puede ver el gran problema de estas instalaciones es que no evita la instalación convencional para producir agua dulce en circunstancias climatológicas adversas.

Un reciente estudio de recopilación de plantas de destilación solar muestra una realidad nada halagüeña: el total de capacidad instalada a escala mundial no supera los 10.000 m³/día, generalmente con colectores parabólicos acoplados a pequeñas unidades MSF ó MED (García y Gómez, 2000). Queda muy claro que estos métodos hoy por hoy no son competitivos económicamente, tan sólo en lugares aislados de suministro eléctrico y de agua es factible pensar en estas instalaciones.

4.5. Congelación.

Este proceso consiste en congelar el agua y recoger los cristales de agua pura formados para fundirlos y obtener un agua dulce independientemente de la concentración del agua inicial. Aunque pueda parecer un proceso muy sencillo tiene problemas de adaptación para su implantación a escala industrial, ya que **el aislamiento térmico para mantener el frío y los mecanismos para la separación de los cristales de hielo deben mejorarse para que este proceso sea algún día competitivo, así como adaptar la tecnología a intercambiadores de frío.** No se ofrecen datos del consumo específico de este proceso porque sólo existen experimentos de pequeña escala no extrapolables a la realidad.

El proceso de congelación es un fenómeno natural que se contempla con mucha facilidad en nuestro Planeta, como se indicó en el apartado 2, alrededor del 70% del agua dulce está contenida en los polos terrestres. La utilización de hielo de los polos para el consumo humano es muy poco conveniente para la conservación del equilibrio térmico del Planeta.

4.6. Formación de hidratos.

Es otro método basado en el principio de la cristalización, **que consiste en obtener, mediante la adición de hidrocarburos a la solución salina, unos hidratos complejos en forma cristalina, con una relación molécula de hidrocarburo/molécula de agua del orden de 1/18** (Torres, 1999).

Al igual que el anterior proceso, su rendimiento energético es mayor que los de destilación, pero **conlleva una gran dificultad tecnológica a resolver en cuanto a la separación y el lavado de los cristales que impiden su aplicación industrial.**

4.7. Destilación por membranas.

Es un proceso combinado de evaporación y filtración. El agua salada bruta se calienta para mejorar la producción de vapor, que se expone a una membrana que permite el paso de

vapor pero no del agua (membrana hidrófoba). Después de atravesar la membrana el vapor se condensa, sobre una superficie más fría, para producir agua desalada. En estado líquido, esta agua no puede retroceder atravesando la membrana por lo que es recogida y conducida hacia la salida.

Desgraciadamente, este proceso **sólo ha sido desarrollado a nivel de laboratorio** por varios grupos de investigación científica (uno de ellos español, de la Universidad de Málaga; García y Florido, 2000), aunque sus perspectivas son francamente esperanzadoras.

4.8. Compresión mecánica de vapor (CV).

En la compresión mecánica de vapor (CV) evapora un líquido, en este caso el agua salada, en un lado de la superficie de intercambio, y se comprime lo suficiente para que condense en el otro lado y pueda mantenerse el ciclo de destilación de agua salvando las pérdidas del proceso y la elevación de la temperatura de ebullición del agua salada respecto a la pura (Boiling Point Elevation, BPE).

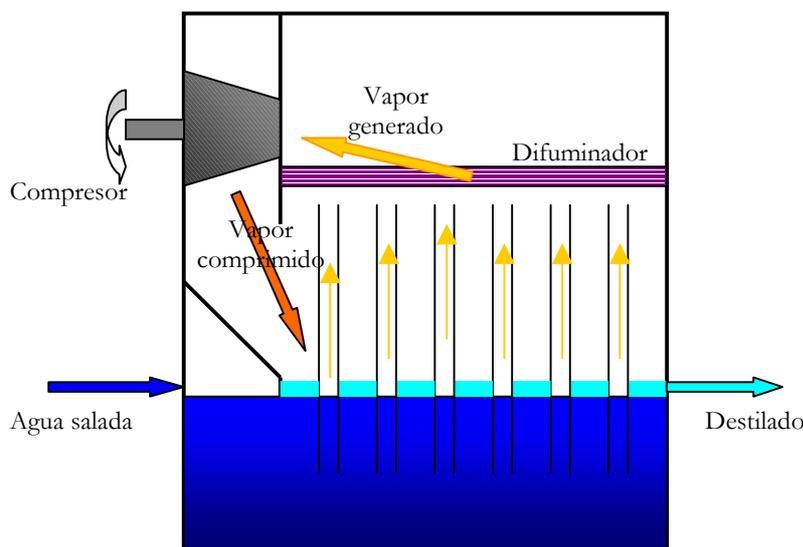


Figura 4.5. Diagrama de la compresión de vapor (CV) con evaporador de tubos verticales (VTE, ver anexo 2).

Fuente: Elaboración propia.

En la figura 4.5 podemos ver el esquema de un compresor de vapor acoplado a un intercambiador de tubos verticales (VTE) de una única etapa, simplificando todos los elementos auxiliares podemos ver que el vapor interior de los tubos es comprimido a presión atmosférica en torno a 0.2 bares (un sobrecalentamiento de unos 5° C) en un compresor volumétrico especial para trasegar vapor. El vapor ligeramente sobrecalentado se condensa en el exterior de los tubos del intercambiador, siendo recogido por una bomba en su parte inferior. Como puede observarse, si el proceso fuera ideal sólo deberíamos vencer la BPE para mantener el proceso, aunque no es posible realmente (hay pérdidas de calor y presión, fricciones en las bombas de circulación, etc); **en todo caso el consumo específico de estas instalaciones es el más bajo de los procesos de destilación: normalmente el consumo eléctrico equivalente está sobre los 10 kWh/m³ (la mitad que una planta MSF).**

Aunque su consumo específico es con mucho el menor de las instalaciones de destilación, **tiene un gran inconveniente: la inexistencia de compresores volumétricos de vapor de baja presión de tamaño suficiente para una producción considerable**. Así no se conocen unidades CV mayores de 5.000 m³/día, y estos compresores sólo permiten un máximo de 3 etapas a diferentes presiones conectadas en cascada (si fueran necesarias más etapas harían falta instalar nuevos compresores). Normalmente existen intercambiadores de precalentamiento del agua de aporte con el destilado y la salmuera tirada al mar (como el número de etapas es reducido hay que recuperar la energía de salida de la salmuera), ayudados por una resistencia eléctrica en los arranques, así como todos los dispositivos de tratamiento de agua anteriores y posteriores al proceso de destilación.

Finalmente, reseñar que la compresión mecánica de vapor es un proceso muy utilizado en la industria, generalmente en procesos de concentración de la industria alimentaria (zumos, quesos, etc.) (Monasterio, Hernández y Saiz, 1993).

4.9. Osmosis inversa

La ósmosis es un proceso natural que ocurre en plantas y animales. De forma esquemática (figura 4.6) podemos decir que cuando dos soluciones con diferentes concentraciones se unen a través de una membrana semipermeable (es decir, permite el paso de agua pero no de sales), existe una circulación natural de la solución menos concentrada para igualar las concentraciones finales, con lo que la diferencia de altura obtenida (suponemos los recipientes de cada soluto al mismo nivel inicial) se traduce en una diferencia de presión, llamada osmótica.

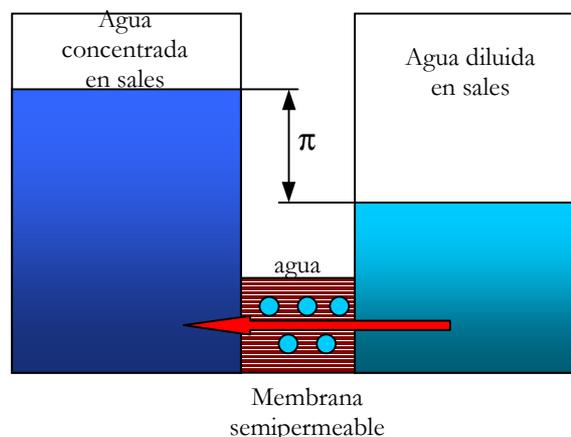


Figura 4.6. Proceso natural de ósmosis.
Fuente: Elaboración propia.

Sin embargo aplicando una presión externa que sea mayor a la presión osmótica de una disolución respecto de otra, el proceso se puede invertir, haciendo circular agua de la disolución más concentrada y purificando la zona con menor concentración, obteniendo finalmente un agua de pureza admisible, aunque no comparable a la de procesos de destilación. Por eso es altamente recomendable para la filtración de aguas salobres, en las que la sal a rechazar es mucho menor que en aguas marinas. La cantidad de permeado depende de la diferencia de presiones aplicada a la membrana, sus propiedades y la concentración del agua bruta, y la calidad del agua permeada suele estar en torno a los 300-500 ppm de TDS, cifra un orden de magnitud mayor al agua obtenida en un proceso de evaporación.

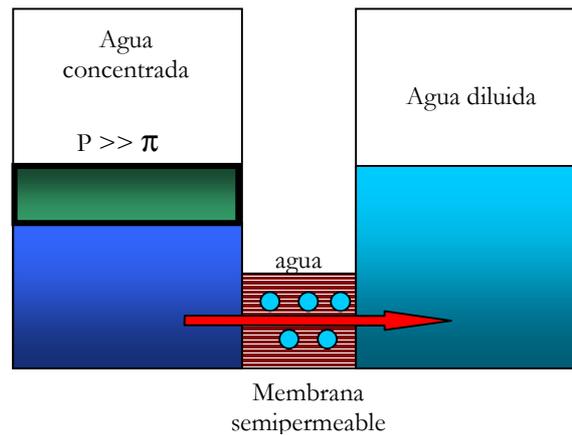


Figura 4.7. Proceso de ósmosis inversa.
Fuente: Elaboración propia.

Una membrana para realizar ósmosis inversa debe resistir presiones mucho mayores a la diferencia de presiones osmóticas de ambas soluciones. **Por ejemplo un agua bruta de 35.000 ppm de TDS a 25°C tiene una presión osmótica de alrededor de 25 bar, pero son necesarios 70 bar para obtener permeado).** Además deber ser permeable al agua para permitir el flujo y rechazar un porcentaje elevado de sales. **Sin embargo no se puede considerar la OI como un proceso de filtración normal, ya que la dirección de flujo del agua bruta es paralela y no perpendicular como un caso cualquiera de filtración.** Ello implica que tan sólo una parte del agua bruta de alimentación pasa realmente a través de la membrana (un proceso de filtración lo haría en su totalidad), y que no se acumulen sales en la membrana al arrastrarse por el agua bruta que no pasa por la membrana.

El proceso de ósmosis inversa es tan simple que a priori solo son necesarias las membranas que filtren el contenido salino y el equipo presurizador. **Pero una planta de OI es mucho más compleja que una agrupación de módulos y una o varias bombas,** por ejemplo las membranas se ensucian muy fácilmente con la operación continuada y necesita un pretatamiento intensivo (mucho mayor que en los procesos de destilación), que comprende entre otros (ver figura 4.8):

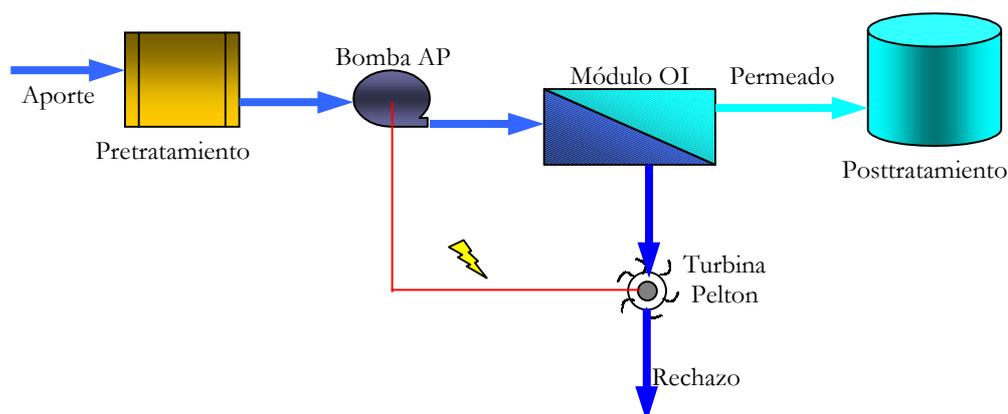


Figura 4.8. Desalación por ósmosis inversa (OI) con turbina Pelton incorporada (ver anexo 3).
Fuente: Elaboración propia.

- Clorado para reducir la carga orgánica y bacteriológica del agua bruta.
- Filtración con arena para reducir la turbidez.

- Acidificación para reducir el pH y limitar la formación de depósitos calcáreos.
- Inhibición con polifosfatos de la formación de sulfatos de calcio y bario.
- Declorado para eliminar el cloro residual.
- Cartuchos de filtrado de partículas requeridos por los fabricantes de membranas.
- Microfiltración (MF) y ultrafiltración (UF) en el caso de aplicaciones industriales muy específicas ó en reutilización de aguas residuales (ver apartado 10 para su descripción). **Estos procesos no son específicamente de desalación, por lo que no se incluyen en este apartado.**

El postratamiento en una planta de este tipo sólo suele ser un tratamiento complementario para conseguir las condiciones de potabilidad requeridas. En el apartado 5 del informe se incluyen detalles de dichos tratamientos.

El proceso de ósmosis inversa es predominante en nuestro país. Las razones de su imposición con respecto a otras tecnologías son las siguientes:

- **El consumo eléctrico específico de una instalación de ósmosis inversa es el menor de los estudiados hasta ahora** (6-8 kWh/m³), pero se puede aprovechar la energía contenida en la salmuera rechazada a alta presión para rebajar esa cifra hasta por debajo de 3 kW·h/m³. **Ello supone un coste económico menor de 25 ptas/m³, considerando un coste de la electricidad de 8 ptas/kWh.**
- Al ser un proceso de filtración, el coste energético depende de la concentración del agua bruta, cosa que no ocurre en las tecnologías de evaporación.
- Permite una adaptabilidad mayor que otras plantas a una ampliación de su capacidad si la demanda es creciente en la zona.
- Los costes de inversión de una instalación de OI están por debajo de otras tecnologías de destilación.

Sin embargo, las limitaciones tecnológicas asociadas a las membranas con algunos tipos de aguas marinas impide su implantación total en el resto del mundo.

Dada su importancia en el contexto del resto de métodos de desalación, **el anexo 3 incluye información adicional de las instalaciones de OI**: ecuaciones básicas del proceso, parámetros característicos, tipos y agrupaciones de membranas en la instalación, tipos de bombas de alta presión y sistemas de recuperación de energía actualmente desarrollados.

4.10. Electrodialisis (ED).

Este proceso permite la desmineralización de aguas salobres haciendo que los iones de diferente signo se muevan hacia zonas diferentes aplicando campos eléctricos con diferencias de potencial aplicados sobre electrodos, y utilizando membranas selectivas que permitan sólo el paso de los iones en una solución electrolítica como es el agua salada.

El proceso puede verse más claramente en la figura 4.9, donde los iones van a los compartimentos atraídos por los electrodos del signo contrario, dejando en cubas paralelas el agua pura y en el resto el agua salada más concentrada. **Es un proceso que sólo puede separar sustancias que están ionizadas y por lo tanto su utilidad y rentabilidad está sólo especialmente indicada en el tratamiento de aguas salobres ó reutilización de aguas residuales**, con un consumo específico y de mantenimiento comparable en muchos casos a la ósmosis inversa (De Armas, Pérez y von Gottberg, 1999).

En algunas ocasiones, la polaridad de los ánodos y cátodos se invierte alternativamente para evitar el ensuciamiento de las membranas selectivas al paso de dichos iones. En este caso se habla de electrodiálisis reversible (EDR).

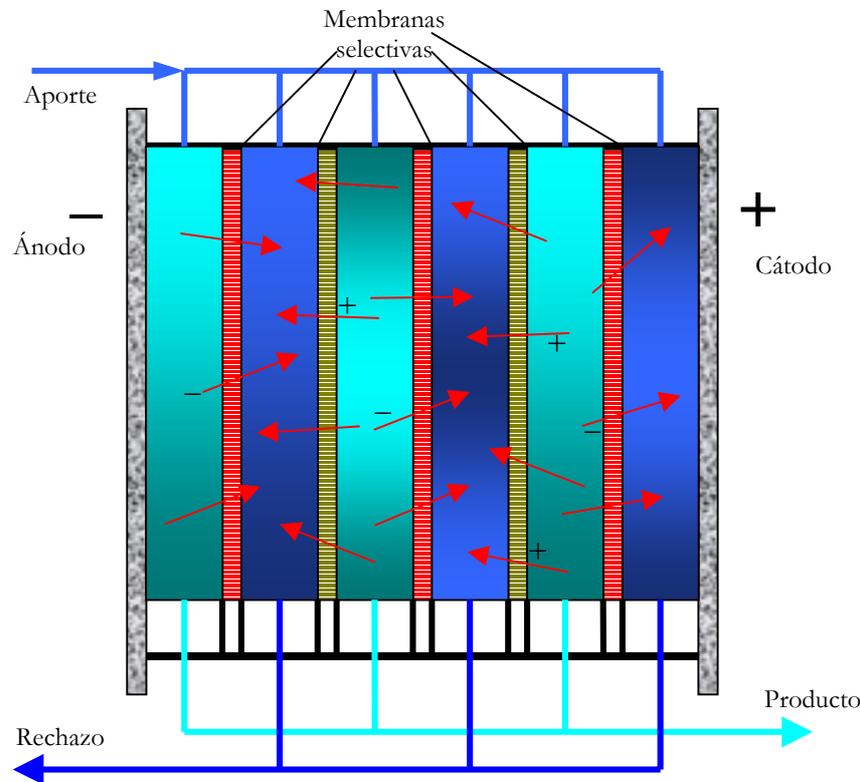


Figura 4.9. Proceso de electrodiálisis.
Fuente: Elaboración propia.

4.11. Intercambio iónico

Las resinas de intercambio iónico son sustancias insolubles, que cuentan con la propiedad de que intercambian iones con la sal disuelta si se ponen en contacto. Hay dos tipos de resinas: aniónicas que sustituyen aniones del agua por iones OH^- (permutación básica), y resinas catiónicas que sustituyen cationes por iones H^+ (permutación ácida).

La desmineralización por intercambio iónico proporciona agua de gran calidad si la concentración de sal es menor de 1 gr/l. Por lo tanto se utiliza para acondicionar agua para calderas a partir de vapores recogidos o acuíferos, o en procesos industriales con tratamiento de afino. Las resinas normalmente necesitan regeneración con agentes químicos para sustituir los iones originales y los fijados en la resina, y terminan por agotarse. Su cambio implica un coste difícilmente asumible para aguas de mar y aguas salobres.

Este proceso tiene una implantación industrial muy profunda en las plantas de tratamiento de aguas para el ciclo de vapor de centrales térmicas: por ejemplo, la Central Térmica Teruel (Andorra, Teruel), propiedad de ENDESA y con una potencia de 1.050 MW tiene resinas en su planta de tratamiento de aguas.

4.12. Resumen

Después de una detallada exposición de los diferentes procesos de desalación actualmente existentes, tan sólo existen unos pocos procesos tecnológicamente viables actualmente a escala industrial: Evaporación súbita por efecto flash (MSF), destilación múltiple efecto (MED), termocompresión de vapor (TVC) y compresión de vapor mecánica (CV), ósmosis inversa (OI) y electrodiálisis (ED).

A modo de recopilación es conveniente realizar un análisis comparativo de las ventajas e inconvenientes de cada uno de estos métodos tecnológicamente avanzados para la producción de agua desalada. La tabla 4.2 muestra la valoración de todos los métodos comentados anteriormente frente a ciertas características exigibles a un método desalador.

Característica	MSF	MED-TVC	CV	OI	ED
Tipo energía	térmica	térmica	eléctrica	eléctrica	eléctrica
Consumo energético primario (kJ/kg)	alto (>200)	alto/medio (150-200)	medio (100-150)	bajo (<80)	bajo (<30)
Coste instalaciones	alto	alto/medio	alto	medio	medio
Capacidad producción (m ³ /día)	alta (>50.000)	media (< 20.000)	baja (<5.000)	alta (>50.000)	media (<30.000)
Posibilidad ampliación	difícil	difícil	difícil	fácil	fácil
Fiabilidad de operación	alta	media	baja	alta	alta
Desalación agua de mar	sí	sí	sí	sí	no
Calidad agua desalada (ppm)	alta (< 50)	alta (< 50)	alta (< 50)	media (300-500)	media (<300)
Superficie terreno requerida de instalación	mucha	media	poca	poca	poca

Tabla 4.2. Valoración de diferentes características deseables para los métodos de desalación existentes en el mercado.

Fuente: Elaboración propia.

En el apartado 9 se verán los valores numéricos de los costes de operación, instalación y por lo tanto de producción final del agua desalada, y por tal motivo no se incluyen aquí. Como el consumo energético primario en una planta que consuma electricidad no tiene racionalidad, es necesario suponer un rendimiento a la planta generadora de electricidad que nos proporcione el consumo necesario (alrededor de un 30% para grandes centrales térmicas).

A la vista de esta tabla, queda claro que **la ósmosis inversa es en conjunto la tecnología más favorable en España, en base a su mejor precio de obtención del agua, su ampliabilidad, y su fiabilidad**. Tan sólo la calidad del agua es peor que el resto de tecnologías, si no se contempla la posibilidad de añadir un segundo paso para reducir esa concentración salina residual tras un único paso por las membranas.

5. CALIDAD DE LAS AGUAS.

5.1. Condiciones del agua bruta aportada.

Se ha constatado en el apartado anterior que la calidad del agua producto requerida, así como la del agua bruta aportada al proceso de desalación es fundamental a la hora de elegir uno u otro proceso. Por ejemplo, podemos señalar que los procesos de destilación consumen la misma cantidad de energía independientemente de la salinidad del agua aportada, por lo que sólo son apropiadas para la desalación de aguas marinas. Y también que aguas especialmente puras para aplicaciones específicas industriales (léase para el circuito de vapor de una central térmica convencional) necesitan procesos específicos como el intercambio iónico o postratamientos si utilizamos inicialmente un proceso de ósmosis inversa.

Ciñéndonos a la cantidad de sólidos totales disueltos en el agua, la tabla 5.1 muestra la denominación de esa agua en función de su salinidad (Rueda y otros, 2000).

Denominación del agua	Salinidad (ppm de TDS)
Ultrapura	0,03
Pura (calderas)	0,3
Desionizada	3
Dulce (potable)	< 1.000
Salobre	1.000-10.000
Salina	10.000-30.000
Marina	30.000-50.000
Salmuera	>50.000

Tabla 5.1. Rangos de salinidad de los diferentes tipos de agua.
Fuente: Fariñas (1999); Medina (2000).

En cuanto a la salinidad de los mares y océanos del Planeta, tampoco es ni mucho menos constante, tal y como se aprecia en la tabla 5.2.

Mar/océano	Salinidad (ppm de TDS)
Mar Báltico	28.000
Mar del Norte	34.000
Océano Pacífico	33.600
Océano Atlántico Sur	35.000
Mar Mediterráneo	36.000
Mar Rojo	44.000
Golfo Pérsico	43.000-50.000
Mar Muerto	50.000-80.000
MEDIA MUNDIAL	34.800

Tabla 5.2. Salinidad media de los mares y océanos principales del planeta.
Fuente: Abu Qdais (1999); Handbury, Hodgkiess y Morris (1993); Medina (2000).

El contenido salino de las aguas salobres depende fuertemente de la localización del acuífero de donde se extraiga esa agua. En este caso, la contribución de la sal común (NaCl) puede ser menor que otro tipo de constituyentes, provenientes de técnicas de fertilización generalmente.

A la vista de estos datos, está claro que **la salinidad** (más fácilmente medible a través de su conductividad eléctrica CE (dS/m) o facilidad de una sustancia para conducir la corriente eléctrica. El agua pura no conduce la electricidad pero se va haciendo conductora con la adición de diversos constituyentes de naturaleza electrolítica), así como otros constituyentes químicos integrados en el agua (especialmente crítico cuando hablamos de aguas salobres o residuales, que pueden incluir componentes de difícil eliminación), **y la temperatura de aporte influyen mucho a la hora de elegir el proceso desalador que pueda eliminarlos convenientemente.** Por ejemplo, la dureza y temperatura de las aguas del Golfo Pérsico siempre han condicionado fuertemente el uso de membranas de ósmosis inversa hasta hace muy pocos años. El pretratamiento de esta agua bruta necesario para cada proceso desalador es a veces más costoso y complejo que el proceso desalador en sí, por lo que aunque un pretratamiento pueda suplir las deficiencias que plantea ese proceso su coste y complejidad puede finalmente hacer inviable esa instalación. La tabla 5.3 resume el tipo de proceso básico a utilizar en función del tipo de agua de aporte especificada.

Proceso	Agua de mar	Agua salobre
MSF		
MED		
TVC		
CV		
OI		
ED		

Tabla 5.3. Proceso desalador a aplicar en función del tipo de agua bruta.
Fuente: Elaboración propia.

5.2. Calidad requerida al agua.

La calidad del agua requerida depende claramente de su uso. (Splieger y El-Sayed, 1994). Así, para ciertos procesos industriales aguas de hasta 5.000 ppm pueden usarse pero en otros como centrales eléctricas (ver tabla 5.4) el límite máximo es ínfimo. En la agricultura, algunos cultivos toleran hasta las 2.000 ppm, aunque ello depende de la tierra, clima, composición del agua salobre, método de riego y fertilizantes aplicados. En cuanto al consumo humano, su límite es de 1.000 ppm, aunque en climas excesivamente cálidos un aporte extra de sales (si son principalmente cloruro sódico) puede ser beneficioso para el cuerpo humano. Aunque el consumo humano es de sólo unos 2-3 litros para ingestión, la desalación no sería ningún problema para este uso, si hubiera otro sistema de abastecimiento de agua de peor calidad para otros servicios propios tales como lavado, riego de jardines, cocinado, etc.

La normativa vigente española referida a la calidad de las aguas requeridas, el Real Decreto 1138/1990 de 14 de Septiembre adapta a la legislación española la Directiva Europea 80/778/CEE de 15 de Julio sobre la misma materia. En él se definen las características de un agua potable, con las concentraciones máximas que no pueden ser rebasadas y además fija unos niveles guía deseables para el agua potable. El decreto divide los parámetros en:

- Organolépticos.
- Físico-químicos.
- Sustancias no deseables.
- Sustancias tóxicas.
- Microbiológicos.
- Radiactividad

y menciona que las Comunidades Autónomas podrán fijar excepciones siempre que no entrañen un riesgo para la salud pública. El apartado específico por aguas ablandadas o desaladas se fija en tres parámetros:

- pH: debe estar equilibrado para que el agua no sea agresiva.
- Alcalinidad: debe tener al menos 30 mg/l de HCO_3^- .
- Dureza: debe tener al menor 60 mg/l de Ca^{++} , que implica un acondicionamiento químico del agua producto desalada.

Posteriormente, la Directiva Europea 98/83/CEE de 3 de Noviembre establece unos nuevos requisitos mínimos a cumplir a partir de dos años después de su edición. Incluye una serie de parámetros divididos en tres partes:

- Microbiológicos.
- Químicos.
- Indicadores (valores guía).

Finalmente, existe una propuesta del EUREAU sobre el reglamento Técnico Sanitario para suprimir los niveles guía, revisar las concentraciones máximas admisibles del sodio, sulfatos y nitritos, basándose en estudios científico-sanitarios. También pide reconsiderar la inclusión de un nivel fijo para el calcio y el potasio, y una concentración máxima para los nitritos.

La tabla 5.4 recoge una comparativa de los parámetros más significativos del agua según las distintas normativas antes mencionadas y la Organización Mundial de la Salud (OMS).

PARÁMETRO	80/778/CEE	98/83/CEE	OMS (guía)
Cloruros (máximo como ión)	200 (*)	250	250
Sulfatos (máximo como ión)	250	250	400
Nitratos (máximo como ión)	50		
Alcalinidad (máximo como mg/l de HCO_3^-)	30	30	
Sodio (máximo como ión)	175 (150)	200	200
Magnesio (máximo como ión)	50	-	
Dureza total (min. como mg/l Ca^{++})	60	-	200
TDS (ppm)	1.500	1.500	1.000
pH	6,5 a 8,5	6,5 a 9,5	6,5 a 8,5
Otros		Agua no agresiva	

* Valor solo recomendado.

Tabla 5.4. Comparativa de parámetros más significativos del agua según normas o estándares actuales.

Fuente: Rueda, Zorrilla, Bernaola y Hervás (2000).

5.3. Calidad obtenida con la desalación.

La tabla 5.5 muestra la calidad media del agua obtenida por los procesos de OI de un único y doble paso, y los procesos de evaporación.

	OI (1 paso)	OI (2 pasos)	Evaporación
Ca ⁺⁺ (mg/l)	2	0,1	0,5
Mg ⁺⁺ (mg/l)	6	0,3	1,5
Na ⁺ (mg/l)	128	15	12
K ⁺ (mg/l)	4	0,8	0,5
HCO ₃ ⁻ (mg/l)	8	0,4	0,1
SO ₄ ⁼ (mg/l)	11	0,6	3,0
Cl ⁻ (mg/l)	208	23	22
TDS (mg/l)	367	40	40
SiO ₂ (mg/l)	0,1	0,0	0,0
CO ₂ (mg/l)	23	12	-
pH	5,8	5,2	7,2

Tabla 5.5. Calidad media del agua obtenida por diferentes procesos de desalación.
Fuente: Rueda, Zorrilla, Bernaola y Hervás (2000).

Por lo tanto, viendo la calidad obtenida con los procesos y los requerimientos legales, **en el postratamiento de las aguas desaladas se tienen que considerar dos aspectos. El primero contemplará el equilibrio químico del agua con el fin de eliminar su alta agresividad y así proteger las redes de distribución**, para ello es necesario reducir el alto contenido de CO₂ con la adición de cal –Ca(OH)₂– para conseguir un agua ligeramente incrustante. **El segundo aspecto se refiere al contenido de dureza del agua de abastecimiento, con el mínimo de 60 mg/l** como se puede ver en la tabla 5.5. La práctica más habitual es su mezcla con aguas superficiales con alto contenido de Ca y Mg, y en el caso de que esto no sea posible se dosifican sales cálcicas como CaCl₂ o CaSO₄, aunque supongan un incremento de Cl⁻ o SO₄⁼ en el agua de abastecimiento. El coste del postratamiento es prácticamente despreciable frente a los de la desalación propiamente dicha, por lo que de aquí en adelante no se mencionarán.

5.4. Conclusiones finales

La calidad del agua obtenida por cualquier método de desalación es apta para el consumo humano tan sólo con un pequeño postratamiento en algunos casos. El pretratamiento es necesario para el adecuado funcionamiento de la instalación desaladora.

En el caso de aguas para uso agrícola o industrial, es necesario estudiar de forma individualizada cada caso. En la mayoría de ellos, los requerimientos mínimos siempre van a ser menores que el del agua potable, con lo que cualquier método desalador cumple holgadamente dichos requerimientos.

6. BREVE HISTORIA DE LA DESALACIÓN

6.1 *Perspectiva mundial.*

Para el hombre siempre ha sido un reto el separar la sal del agua del mar para aprovechar sin límite sus inmensas reservas, ya se tiene constancia de que Aristóteles hablaba de aquello que hacía inservible el agua de mar para poder regar los campos y calmar la sed. Desde la época griega clásica, donde se definieron los principios para la separación del agua y las sales, el hombre siempre ha buscado maneras de lograr esa separación. Existen ejemplos a lo largo de la historia antigua de hombres dedicados a tal esfuerzo: Aristóteles, Tales de Mileto, Demócrito, Plinio, Laguna (médico de Carlos V)... En el siglo XVI ya se utilizaron alambiques en barcos para obtener agua dulce, aunque de naturaleza muy rudimentaria.

Hasta bien entrado el siglo XIX no se puede hablar propiamente de una instalación desaladora de naturaleza estable. Precisamente fue una planta de destilación solar en una explotación minera: las Salinas de Chile (Handbury, Hodgkiess y Morris, 1993). Su rendimiento era ínfimo (20 m³ producidos en una extensión de 4.000 m²), pero era la primera forma de obtener agua dulce para el abastecimiento de la población minera en aquel lugar tan remoto y árido. Posteriormente, en el año 1884 se fabrica por primera vez un evaporador para un barco aprovechando la energía residual del vapor de salida de su caldera. Toda la primera tecnología iba encaminada al efecto pernicioso del agua salada en los tubos de los intercambiadores: incrustaciones, corrosión, etc.

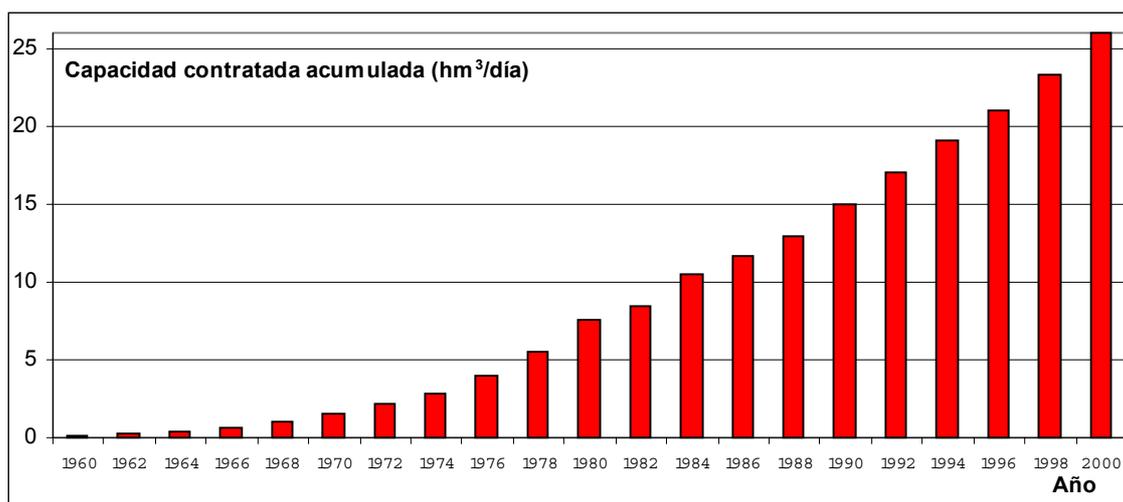
La primera mitad del siglo XX fue totalmente dominada por las tecnologías de evaporación, y se incidió principalmente en el diseño de nuevos tipos de intercambiadores más eficientes y compactos que producían cada vez mas agua dulce con el menor consumo. La facilidad de combinación con instalaciones productoras de energía y su robustez y capacidad ha contribuido a su manutención en el panorama mundial, como veremos en el inventario mundial del apartado 7.

Sin embargo, la dependencia energética primaria de este tipo de plantas y su alto consumo motivó la búsqueda de otras alternativas en el mundo de la desalación, como las membranas. Las primeras investigaciones de membranas para desalación datan de la década de los 30, cuando Ferry las recopila en 1936 y las clasifica por sus materiales utilizados (naturales, de malla porosa, cobre, celofán...). Pero las primeras experiencias de membranas con rechazo de sales aceptable para la desalación son de Reid y Breton en la Universidad de Florida en 1953, que obtuvieron un rechazo del 98% con membranas planas de acetato de celulosa. Posteriormente Loeb y Sourirajan en 1960 mejoraron el flujo de este tipo de membranas. Ya en los 70 el material de las membranas se sustituye por poliamida aromática que aumentaban el rechazo hasta el 99%; la primera membrana de este tipo para agua de mar data de 1972, siendo dos años antes la fecha de aparición de las primeras membranas para aguas salobres. A partir de esta fecha, la búsqueda de nuevos materiales (la mayoría de ellos de naturaleza orgánica como la poliamida aromática) ha contribuido a evitar de forma considerable los problemas derivados de la operación de las mismas (no tolerancia a ciertos componentes) así como disminuir la presión mínima necesaria para la obtención del permeado.

Centrándonos en la evolución histórica de capacidad instalada en el mundo, se puede decir que en el año 1970 dicha capacidad era de tan sólo 1,7 hm³/día, correspondientes a plantas

evaporadoras muy baratas de instalación pero de alto consumo, utilizadas normalmente en los barcos para reducir espacio y de acuerdo con la tecnología disponible en aquel momento (VTE principalmente). Sin embargo, la crisis del petróleo de 1973 fue el revulsivo para que los países exportadores de petróleo, que además son los países con mayor escasez de agua, instalaran gran cantidad de plantas de evaporación acopladas con plantas de producción eléctrica, lo que ha permitido el asentamiento definitivo de la población en estas zonas tan áridas del planeta. En los años 80, una nueva crisis del petróleo y la aparición de las membranas de ósmosis inversa para agua de mar, hizo que el incremento de este tipo de plantas no fuera tan espectacular, además de que la desalación por otros métodos se extendiera más allá del Golfo Pérsico de forma notoria, especialmente en el tratamiento de aguas salobres. Finalmente, **en la década de los 90 los procesos de evaporación siguen pesando considerablemente en Oriente Medio, pero en el resto del mundo la ósmosis inversa es el proceso predominante, penetrando en el difícil mercado árabe** con la aparición de las membranas preparadas para filtrar ese tipo de aguas y la posibilidad de acoplar instalaciones híbridas en el caso de baja demanda eléctrica en sus instalaciones duales.

La gráfica siguiente muestra la evolución histórica de la capacidad mundial instalada en desalación.



Gráfica 6.1. Evolución de la capacidad total de desalación en el mundo.

Fuente: Torres (1999).

6.2. Historia de la desalación en España

La evolución tecnológica de la desalación tiene su perfecto reflejo en nuestro Estado. Las primeras instalaciones desaladoras, algunas de ellas ya desmanteladas o convenientemente readaptadas a nuevas tecnologías, localizadas en Ceuta, Gran Canaria (2), Lanzarote y Fuerteventura, se instalaron hace ya 30 años. Lógicamente la tecnología dominante de la época era la de evaporación, con unidades MSF acopladas a plantas duales.

La tabla 6.1 muestra las características de las plantas desaladoras en esta primera época. La mayoría de ellas ya no operan en la actualidad, o han sido actualizadas con tecnologías más favorables desde el punto de vista energético.

Nombre	Año	Capacidad (m ³ /día)	Proceso
Termolanza* (Lanzarote)	1965	2.000	MSF
Ceuta I*	1969	4.000	MSF
Fuerteventura I*	1970	2.000	MSF
Las Palmas I	1970	20.000	MSF

*No operan actualmente.

Tabla 6.1. Primeras instalaciones desaladoras en España.

Fuente: Torres (1999).

Tras esta primera etapa, la primera crisis del petróleo supuso un freno al desarrollo de las instalaciones desaladoras, que obligó a buscar medidas de ahorro en las instalaciones existentes. Así surgieron los nuevos diseños de los intercambiadores de los procesos evaporativos, con mayor superficie de intercambio que permiten mayor destilado con el mismo consumo. La tabla 6.2 resume las instalaciones nuevas correspondientes a esta nueva época de la historia de la desalación española.

Nombre	Año	Capacidad (m ³ /día)	Proceso
Lanzarote I*	1976	5.000	MSF
Riotinto (Lanzarote)*	1977	2.500	MSF
Fuerteventura II*	1978	2.000	CV
C. T. Carboneras (Almería)	1980	2.200	MSF
Las Palmas II	1980	18.000	MSF

*No operan actualmente.

Tabla 6.2. Plantas desaladoras instaladas en España tras la 1ª crisis del petróleo (1973).

Fuente: Torres (1999).

En la década de los 80, con la aparición de las membranas capaces de producir agua dulce a través del proceso de ósmosis inversa, empieza el desarrollo y la imposición clara de esta tecnología en España. En esta época, las membranas de ósmosis inversa sólo se habían utilizado para la filtración de aguas salobres, donde la electrodiálisis ya era una tecnología perfectamente viable. También debe reseñarse que muchos complejos turísticos privados instalaron pequeñas unidades de CV para solucionar sus problemas de abastecimiento, radicados fundamentalmente en lugares apartados de los núcleos habitados. La tabla 6.3 muestra las instalaciones más representativas de esta época.

Nombre	Año	Capacidad (m ³ /día)	Proceso
Lanzarote II	1987	7.500	OI
Las Palmas III	1989	36.000	OI
Fuerteventura III	1990	5.000	OI
Maspalomas I* (Las Palmas)	1987	10.000	EDR
Denia* (Alicante)	1990	16.000	OI

*Aguas salobres.

Tabla 6.3. Plantas desaladoras instaladas en España en la década de los 80.

Fuente: Torres (1999).

A partir de la década de los 90, las instalaciones de OI se han adueñado del panorama desalador en España. Hay que destacar que la oferta eléctrica española ha podido soportar el consumo de este tipo de instalaciones, aunque también es cierto que esta época coincide con la aparición de sistemas de recuperación de energía que reducen considerablemente el consumo eléctrico derivado en estas instalaciones, donde **España es un país puntero en cuanto a la investigación encaminada hacia esa reducción de consumo** (sólo hay que

ver la cuota de participación española en los congresos internacionales de desalación). La liberalización de los precios de la energía eléctrica en nuestro país, sólo accesible ahora a grandes consumidores también ha contribuido a imponer la OI como casi la única tecnología aplicable, a excepción de la ED para desalación de aguas salobres ó reutilización de aguas residuales urbanas (ARU). La tabla 6.4 muestra algunas plantas instaladas en esta última década.

Nombre	Año	Capacidad (m ³ /día)	Proceso
Lanzarote III**	1991	20.000	OI
Sureste I	1993	10.000	OI
Ibiza II	1996	10.000	OI
Marbella	1997	55.000	OI
Ceuta	1997	16.000	OI
Seat Martorell*	1992	10.500	OI
Repsol Tarragona*	1993	14.400	OI
Son Tugores*	1995	35.000	OI
Bajo Almanzora*	1996	30.000	OI
Mazarrón*	1996	9.000	OI
C. R. Jacarilla*	1997	9.000	OI

*Aguas salobres. ** Tras ampliación de 5.000 m³/día en 1997.

Tabla 6.4. Plantas desaladoras instaladas en España en la década de los 90. Datos hasta el año 1997.

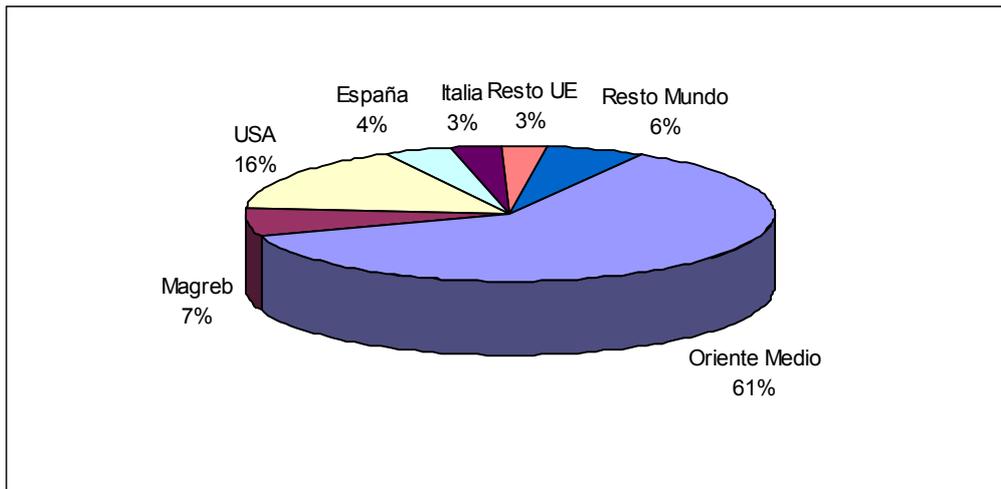
Fuente: Torres (1999), Fariñas (1999).

Como dato anecdótico, algunas viejas MSF acopladas en plantas de cogeneración han sido sustituidas con la última tecnología MED para obtener una mayor cantidad de destilado con el mismo consumo de vapor: en el caso de la desaladora Las Palmas I su capacidad se ha aumentado un 50% hasta alcanzar los 30.000 m³/día.

En conclusión, la desalación en España es una actividad relativamente novedosa con respecto al resto mundial, ya que las necesidades hídricas creadas han sido consecuencia del aumento demográfico y el consumo turístico localizado en el litoral mediterráneo. La tecnología desaladora que se ha impuesto es la de ósmosis inversa, gracias a una oferta eléctrica cubierta y el menor precio en la obtención del agua desalada.

7. SITUACIÓN ACTUAL DE LA DESALACIÓN

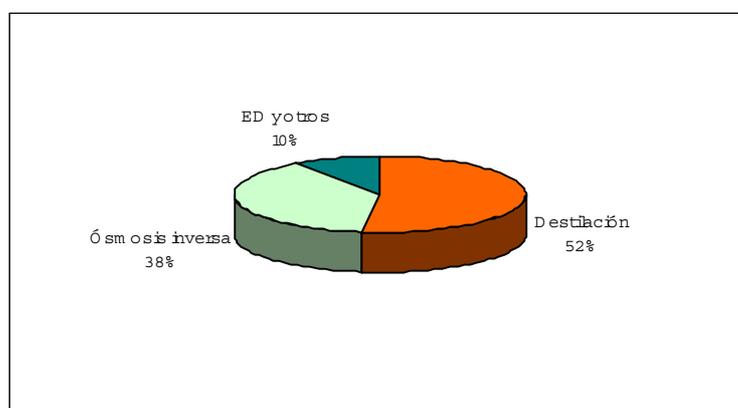
La capacidad total instalada en todo el mundo es de unos 26 hm³/día, de los cuales 14 hm³/día corresponden a agua de mar y 12 hm³/día a aguas salobres (Wangnick, 1998). **El peso de Oriente Medio es muy importante todavía en la industria de la desalación:** el 61% del total de aguas desaladas. Arabia Saudita es el primer país en cuanto a capacidad desaladora (24,4%), seguido de cerca por los Emiratos Árabes Unidos. España es actualmente el noveno país tras siete países árabes, USA, y la antigua URSS. La gráfica siguiente muestra la distribución porcentual por países de la capacidad total instalada actualmente.



Gráfica 7.1. Distribución porcentual por países de la capacidad desaladora instalada.
Fuente: Torres (1999).

Si hablamos del número de unidades instaladas, el primer lugar lo ocupa los Estados Unidos, ya que tienen plantas de pequeño tamaño en comparación con las plantas de Oriente Medio, y Arabia Saudita ocupa el segundo lugar. España está en el quinto lugar de esta lista, ello significa que el tamaño medio de las instalaciones españolas es pequeño en comparación a la media mundial.

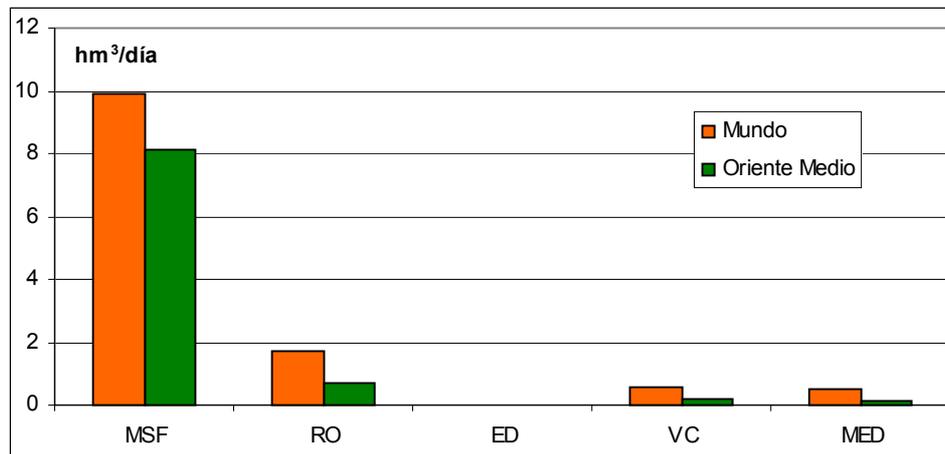
En cuanto a tecnologías, las de destilación suponen el 52%, las de ósmosis inversa son el 38%, y el resto (12%) es principalmente debido a la electrodialisis.



Gráfica 7.2. Distribución porcentual (por capacidad contratada) de los métodos de desalación.
Fuente: Medina (2000).

7.1. Oriente Medio y Norte de África.

El porcentaje de los países de Oriente Medio se incrementa sustancialmente respecto de ese 61% si sólo hablamos de agua de mar. La tecnología MSF es predominante respecto al resto de técnicas evaporativas, como puede verse en la siguiente gráfica, con alrededor del 80% del total del agua de mar desalada por procesos MSF.



Gráfica 7.3. Capacidad total contratada de agua de mar, por métodos de desalación.
Fuente: Alawadhi (1996).

País	MSF	MED	CV	OI	ED	Total
Arabia Saudí	3.486.985	17.870	75.512	1.751.191	97.776	5.429.334
Argelia	125.222	955	33.525	83.946	19.976	263.624
Bahrain	581.420	1.135	47.264	140.526	13.914	784.259
Egipto	33.652	2.577	12.350	139.133	33.385	221.097
Irán	319.769	18.210	34.478	85.874	20.710	479.041
Iraq	10.824	1.175	-	232.051	88.563	332.613
Israel	7.191	21.028	2.604	196.739	6.578	234.140
Jordania	-	-	1.100	7.726	1.537	10.363
Katar	782.901	3.642	21.334	13.811	-	821.688
Kuwait	1.468.750	11.672	150	166.472	5.093	1.652.137
Líbano	520	-	14.670	3.200	-	18.390
Libia	462.575	6.456	71.489	138.430	69.264	748.214
Mauritania	3.000	-	1.654	-	-	4.654
Marruecos	7.002	-	8.064	-	1.404	16.470
Omán	329.927	4.200	14.019	28.837	896	377.879
Palestina	-	-	-	2.246	-	2.246
Somalia	-	-	120	288	-	408
Siria	-	-	-	6.983	1.983	8.966
Sudán	226	750	900	-	-	1.876
Túnez	336	240	4.820	58.615	-	64.011
UAE	4.468.769	9.346	474.505	174.553	5.102	5.132.275
Yemen	2.400	61.506	250	7.411	3.330	74.887
TOTAL						16.678.852

Tabla 7.1. Capacidad instalada (m³/día) en la región MENA desglosada por técnicas de desalación.
Fuente: Watermark (2000).

La tabla anterior muestra un resumen por tecnologías de la capacidad contratada de los países que conforman la región MENA (Oriente Medio y Próximo y Norte de Africa). ellos conforman alrededor del 70% del total.

La capacidad instalada alcanza unas cifras considerables en países de densidad demográfica baja. Por ejemplo podemos destacar los Emiratos Árabes Unidos (UAE), que en tan solo 3 años han doblado su capacidad de desalación para una población no excesivamente alta (2,2 millones de habitantes). Sin embargo, los países del Golfo no reciclan más del 35% de sus aguas residuales, que contribuye sólo al 2.2% de su suministro, dicha agua es normalmente utilizada para el riego de cultivos y jardines y algún proceso industrial, con un total de 105 plantas de tratamiento con una capacidad conjunta de 2 hm³/día (Alawadhi, 1999). No cabe duda que dichas plantas deben ser más utilizadas, para prevenir el impacto ambiental y la intrusión del agua salada en las capas freáticas subterráneas.

7.2. América.

La desalación en los Estados Unidos se centra sobre todo en los estados de California, Tejas y Florida, ya que son las zonas costeras más áridas del país (con sequías cada vez más frecuentes en la zona) y tienen la mayor previsión de aumento demográfico del país, con un 45% en el horizonte del año 2025 (Gleick, 1998). **El crecimiento del número y la capacidad de las instalaciones ha sido durante los últimos años el mayor del mundo, casi todas ellas de OI potabilizando aguas de contenido salobre.** La siguiente tabla muestra un extracto de plantas instaladas en USA durante las dos últimas décadas.

Localización	Estado	Capacidad (m ³ /día)	Proceso	Tipo agua
Chandler	Arizona	10.500	OI/NF	Salobre
El Segundo	California	92.000	OI/MF	Residual
Riverside	California	24.800	OI	Salobre
Saratoga	California	23.000	MF	Deteriorada
Water Factory 21	California	23.000	OI	Salobre/mar
Dunedin	Florida	44.100	OI	Salobre
Hollywood	Florida	82.800	OI/NF	Salobre
Napples	Florida	55.200	OI/NF	Deteriorada
Sanibel	Florida	21.600	OI	Salobre
Kemole Weir	Hawaii	36.800	MF	Residual
Mt. Pleasant	South California	31.300	OI	Salobre
Sherman	Tejas	27.600	EDR	Deteriorada
Newport News	Virginia	26.250	OI	Salobre

MF: Microfiltración. NF: Nanofiltración.

Tabla 7.2. Algunas de las plantas de desalación de USA instaladas.

Fuente: Hawaii University (2000).

Aunque no tenga significación en el porcentaje de volúmenes desalados respecto al total mundial, la desalación en las islas caribeñas ha solucionado sus graves problemas de abastecimiento a su colonia turística. Existen numerosas plantas de capacidad reducida (Bahamas, Antigua, Barbados, islas Vírgenes) en su mayoría de tecnología MED, CV y OI (Barendsen y Moch, 1999).

7.3. Asia y Oceanía.

Respecto a la situación en la región del pacífico, aunque no sea importante su cuota de participación con respecto al total mundial, es bastante interesante resaltarla (Goto y otros, 1999). Hay diferentes situaciones en esta región cuando hablamos de la desalación, por ejemplo Japón y Corea tienen su propia tecnología que compite en el mercado mundial. Por el contrario, Australia y China tienen tecnología propia que no exportan, y el resto de países necesitan importarla. Aquí hablaremos de las dos primeras categorías, dejando la India para un comentario final.

Los recursos naturales son también muy variados en esta zona, ya que en algunos países la disponibilidad hídrica se debe a la baja población, y en otros a su elevada pluviometría; se puede decir que los problemas de agua en esta zona sólo son muy localizados. Como es de suponer, el uso agrícola supone la mayor porción en la región, y el consumo doméstico depende fuertemente del nivel de vida de cada país. La tabla 7.3 resume la capacidad instalada de las plantas desaladoras en la región, así como el tipo de proceso de desalación. La capacidad es sensiblemente inferior al total de plantas instaladas en el Golfo. **En conclusión se intuyen problemas en zonas ampliamente pobladas como China, acompañadas de su mejora en el nivel de vida.**

País	Capacidad (m ³ /día)	Proceso	Uso	Tipo agua
Australia	84.000	64% RO 18% VC 12% MSF+ME	45% Industria 33% Gen. eléctrica 15% Municipal	70% salobre 18% residual 10% mar
China	182.000	85% RO 15% MSF+ME	55% Industria 40% Gen. eléctrica. 5% Consumo	50% salobre 20% pura 30% río, residual
Japón	129.885	88% RO 6.5% ED 3.5% MSF 1.8% ME	53% Industria 47% Consumo	Principalmente mar y salobre.
Corea	180.000	> 90% RO Resto ED	100% Industria incluyendo gen. eléctrica.	Pura > salobre > residual > río

Tabla 7.3. Instalaciones desaladoras en el área del Pacífico, datos de 1998.

Fuente: Goto y otros (1999).

La situación en la India también es digna de comentar, donde hay más de 200.000 poblaciones con agua no potable, de ellas alrededor de 50.000 tienen problemas de salobridad (con niveles salinos de hasta 4.000 ppm) que afectan a 60 millones de personas. Además hay numerosos pueblos con un censo medio de 500 a 1.500 habitantes en zonas montañosas ó en deltas de grandes ríos, en los cuales el suministro de agua potable es crucial. En este país se han instalado cientos de pequeñas plantas de ósmosis inversa y electrodiálisis (OI/ED) de 10 a 30 m³/día de capacidad para consumo local (Prabhakar y otros, 1997). Sólo existen 2 plantas de destilación por múltiple efecto (MED) de más de 10.000 m³/día para suplir procesos industriales, pero hay previsión de instalación de grandes plantas.

En los nuevos estados surgidos tras el desmembramiento de la antigua URSS, hay zonas muy áridas (Azerbaiyán, Turkmenistán, Uzbekistán) que utilizan generalmente tecnología MED acoplada a sus centrales eléctricas para resolver sus déficits hídricos.

7.4. Europa.

Con respecto a la situación en Europa, la aportación de la desalación sólo es representativa en islas del Mediterráneo. Por ejemplo, citamos a Chipre, una isla al este del Mediterráneo con graves problemas de abastecimiento de agua, ya que sufre continuas sequías y no tiene ningún río importante. La instalación de 2 pequeñas plantas MSF, una MED y una planta RO de 20.000 m³/día ha paliado gran parte de esos problemas. Existe un proyecto de una planta RO de 40.000 m³/día para el final de este año (Echaniz, 1997). La situación en Malta es similar, agravada por su condición de foco turístico.

En el resto de países mediterráneos, la desalación es menos importante en cuanto al porcentaje de aportación al consumo, con pequeñas plantas MSF y VC en el sur de Italia (incluyendo Sicilia y Cerdeña), aunque la capacidad total instalada alcance un valor casi comparable al español. Grecia, y Turquía tienen también pequeñas plantas OI generalmente para abastecimiento de las islas del mar Egeo.

Finalmente, Alemania y Austria tienen plantas de reutilización de aguas residuales o de producción de agua ultrapura para procesos industriales, sin utilizarse para el consumo humano.

7.5. Nuevas instalaciones.

El constante desarrollo y la instalación de nuevas plantas desaladoras en todo el mundo se podría calificar de increíble. La siguiente tabla muestra las nuevas plantas en proyecto o recientemente instaladas en el año 2000 de más de 10.000 m³/día, que indica también la tendencia en cuanto a la tecnología a utilizar en los próximos años, así como la constatación de las áreas que van a seguir dependiendo de la desalación como único recurso a sus demandas.

País	Localización	Capacidad (m ³ /día)	Proceso	Tipo agua
Arabia Saudí	Al Baha I	91.000	MSF	Mar
Arabia Saudí	Al Jobail I (Extensión)	90.000	MSF	Mar
Arabia Saudí	Al Jobail II (Ext.)	727.300	MSF	Mar
Arabia Saudí	Al Jobail III (Ext.)	181.000	MSF	Mar
Arabia Saudí	Al Wasia	200.000	OI	Salobre
Arabia Saudí	Assir II	136.400	MSF	Mar
Arabia Saudí	Jeddah	20.000	OI	Mar
Arabia Saudí	Rabigh II	22.727	MSF	Mar
Arabia Saudí	Shuaibah III	227.273	MSF	Mar
Arabia Saudí	Shuaibah IV	253.000	MSF	Mar
Arabia Saudí	Tabuk I	116.636	MSF	Mar
Bahrain	-	40.000	OI	Mar
Bahrain	Hidd II	136.200	MSF	Mar
Bahrain	Hidd III	136.200	MSF	Mar

Bahrain	Ras Abu Jarjur	13.500	OI	Mar
Barbados		11.355	(Proyecto)	Mar
Grecia	Souli	20.000	OI	Mar
Holanda	-	32.000	OI	Río
Holanda	Heemskerk	43.149	MS*	Río
Holanda	Rotterdam	24.000	CV	Mar
India	-	17.000	CV	Mar
India	Chennai	135.000	OI	Residual
India	Gujarat	18.000	MED	Mar
Kuwait	Al-Zour	180.000	MSF	Mar
Kuwait	Al-Zour	127.120	MSF	Mar
Libia	Misurata	70.000	(Proyecto)	Mar
Libia	Mlita	68.130	(Proyecto)	Mar
Libia	Sirte	40.000	MSF	Mar
Libia	Tobruk	30.000	MSF	Mar
Libia	Trípoli	250.000	OI	Mar
Malta	-	30.280	OI	Mar
Omán	-	136.000	(Proyecto)	Mar
Omán	Barqa	63.600	MSF	Mar
Omán	Barqa	190.000	MSF	Mar
Qatar	Al-Wusail	181.680	MSF	Mar
Qatar	Ras Abu Fontas	122.600	MSF	Mar
Singapur	Singapur	408.600	MSF	Mar
Túnez	Djerba	12.000	OI	Mar
Túnez	Zarzis	12.000	OI	Mar
UAE	Ajman	13.620	CV	Mar
UAE	Jebel Ali D	136.200	MSF	Mar
UAE	Jebel Dhanna	114.000	MSF	Mar
UAE	Mirfa II	113.500	MSF	Mar
UAE	Mirfa III	75.700	MSF	Mar
UAE	Taweelah A II	227.000	MSF	Mar
UAE	Taweelah B II	115.200	MSF	Mar
UAE	Taweelah C	227.100	MSF	Mar
UAE	Taweelah C II	189.250	MSF	Mar
UAE	Taweelah D	151.400	MSF	Mar
UAE	Taweelah D II	75.700	MSF	Mar
UAE	Umm Al Nar West	75.700	MSF	Mar
USA	Scottsdale, Arizona	18.925	OI	Salobre
USA	29 Palms, California	11.355	(Proyecto)	Salobre
USA	Chino Basin, California	30.280	OI	Salobre
USA	Chula Vista, California	18.925	OI	Salobre
USA	Fountain Val, California	56.775	OI	Salobre
USA	Irvine, California	25.170	OI	Salobre
USA	Long Beach, California	17.033	OI	Salobre
USA	Los Angeles, California	18.925	OI	Salobre
USA	Monterey Pen, California	11.355	OI	Salobre
USA	San Diego, California	113.550	MSF	Mar
USA	San Diego, California	75.700	OI	Residual
USA	San Jacinto, California	11.355	OI	Salobre

USA	Santa Cruz, California	15.140	OI	Salobre
USA	Southern, California	47.700	MED	Mar
USA	Ventura, California	17.033	OI	Mar
USA	Boca Ratón, Florida	34.065	MS	Río
USA	Collier Coun, Florida	30.280	MS	Río
USA	Delray Beach, Florida	52.990	MS	Río
USA	Fort Pierce, Florida	11.355	OI	Mar
USA	Hobart Park, Florida	22.710	MS	Salobre
USA	Largo, Florida	18.925	OI	Mar
USA	Lee County, Florida	18.925	OI	Salobre
USA	Naples, Florida	30.280	OI	Salobre
USA	Palm Springs, Florida	15.140	MS	Río
USA	Tampa Bay, Florida	189.250	OI	Mar
USA	Brownsville, Tejas	94.625	OI	Salobre
USA	Newport News, Virginia	22.710	OI	Río
USA	Newport News, Virginia	75.700	MED	Mar

* MS: Multi-stack, tecnología similar a la ED.

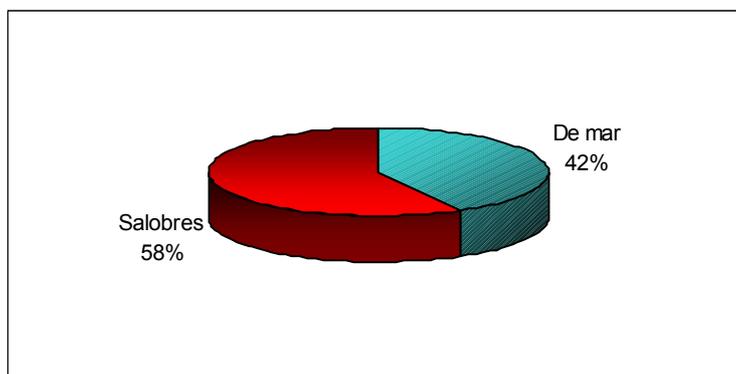
Tabla 7.4. Proyectos de instalación de unidades desaladoras en el mundo.

Fuente: Wangnick (2000).

7.6. La desalación en España

Aunque la dotación por habitante y año supera con creces el límite considerado como el mínimo que impida el desarrollo de la sociedad asentada en el territorio (2.775 m³/hab. y año, ver tabla 2.1), **el grave desequilibrio entre los recursos hídricos (motivado por la irregular pluviometría de nuestra geografía) y los consumos soportados en ciertas zonas con agricultura intensiva de regadío e infraestructura turística que además consume en la época de menores precipitaciones, justifica la instalación de plantas desaladoras.** La desalación en España queda afortunadamente reducida al Levante Español, Murcia, Andalucía, los dos archipiélagos y las ciudades del Norte de África. En dichas zonas, se puede evaluar la demanda total urbana asociada al turismo como una población equivalente de 7 millones de personas, que supone el 20% del total.

La producción total de agua desalada a finales del año 1998 se cifra en 222 Hm³/año, de los cuales alrededor del 42% corresponden a aguas marinas, y el 58% a salobres. Ello supone alrededor de un 4,9% del consumo total para abastecimiento urbano (alrededor de 2 millones de personas), y un 0,7% de todos los usos consuntivos del agua.



Gráfica 7.4. Distribución porcentual de la desalación en cuanto al tipo de aguas de aporte.

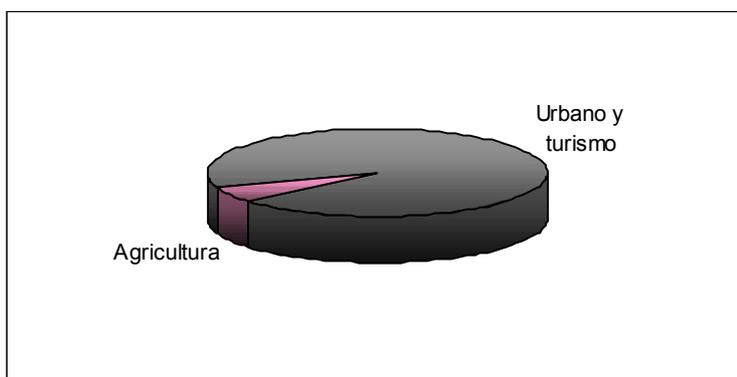
Fuente: Medina (2000).

En cuanto a la capacidad total instalada, actualmente sobrepasa los 700.000 m³/día. La distribución de los usos de esta agua se muestran en la siguiente tabla, ya que es un tanto peculiar con respecto al resto de países que se ha analizado anteriormente.

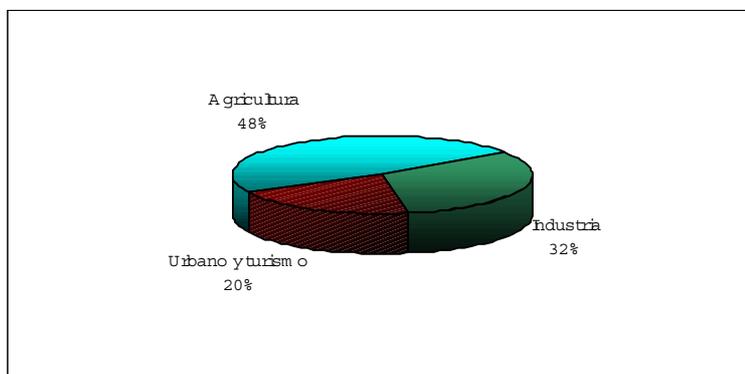
Agua	Total (hm ³ /año)	% Urbano y turismo	% Agricultura	% Industria
Mar	95,3	94,4	5,6	--
Salobre	126,57	20,4	47,6	32,0

Tabla 7.5. Agua desalada en España durante el año 1998 y sus usos.
Fuente: Torres y Medina (1999).

Con un vistazo a la tabla se ve que en España la desalación de agua salobre para la agricultura intensiva de regadío se ha extendido considerablemente a pesar del sobrecosto producido por el proceso de desalación con respecto a la obtención por otros métodos o de forma natural. **Puede decirse que prácticamente es nuestro país el único que realmente consume aguas desaladas para su utilización agrícola (un 29,55% del total)**, aunque haya países que si utilizan aguas desaladas para el riego de jardines, ante la imposibilidad de otras fuentes (Abu Dhabi –UAE-, Arabia Saudí). La rentabilidad obtenida por cierto tipo de cultivos no ha sido el freno para seguir con ellos, teniendo en cuenta además que el coste de aguas salobres desaladas es bastante inferior al del agua de mar, como veremos en el apartado correspondiente al estudio económico de la desalación. La extensión actual aproximada regada con este tipo de aguas ronda las 9.000 ha.



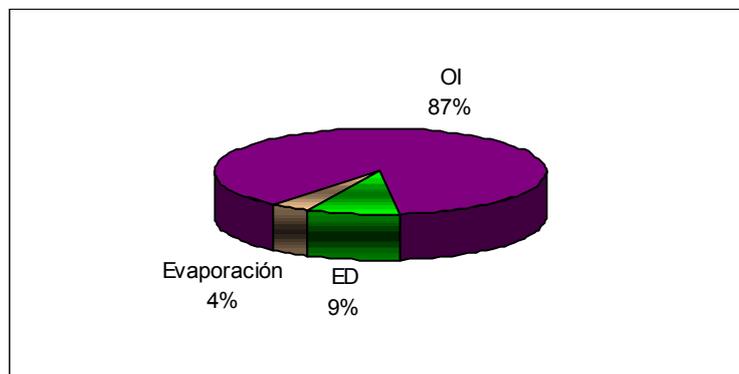
Gráfica 7.5. Distribución porcentual por sectores del agua marina desalada.
Fuente: Torres y Medina (1999).



Gráfica 7.6. Distribución porcentual por sectores de aguas salobres desaladas.
Fuente: Torres y Medina (1999).

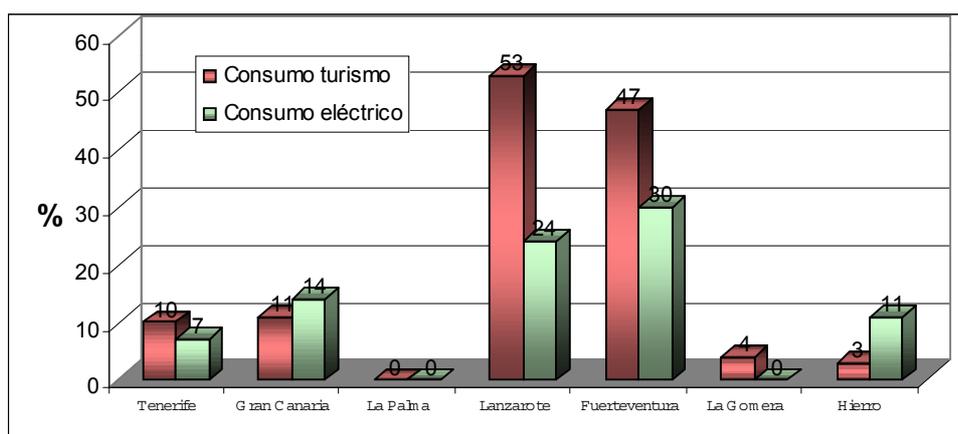
Es necesario incidir en la situación existente en dos zonas con características ligeramente diferentes al resto de zonas afectadas por la escasez de recursos. La primera de ellas es el Archipiélago Canario y la segunda la Comunidad Autónoma de la Región de Murcia.

Las islas Canarias han recurrido a la desalación para obtener la mayor parte del agua que demanda principalmente la industria turística. A partir de los setenta, la sobreexplotación de los escasos recursos acuíferos de las islas estaba llegando a límites preocupantes, ello ha supuesto que islas prácticamente desérticas como Lanzarote (140 mm. de precipitación anual) y Fuerteventura se abastezcan sólo con agua desalada, y en el caso de Gran Canaria llegue al 80% del total. **El resultado de todo ello es que en las Canarias 1 millón de personas se abastecen de las 280 plantas desaladoras existentes, con una capacidad de 350.000 m³/día, 100 de ellas asociadas directamente al abastecimiento de hoteles y apartamentos.** El 92% de las plantas son de inversión privada, aunque las de naturaleza pública producen el 60% del agua desalada. En cuanto a las tecnologías utilizadas, el 87% de las plantas son de OI, el 9% de ED y el 4% de evaporación. Normalmente la ED se utiliza para aguas salobres cloruradas y/o bicarbonatadas, cosa muy común en las galerías de escorrentía de las laderas del Teide en Tenerife.



Gráfica 7.7. Distribución porcentual (por número de plantas) de los métodos de desalación radicados en Canarias.

Fuente: Hernández (2000).



Gráfica 7.8. Porcentaje de consumo eléctrico debido a la desalación y porcentaje de consumo de agua turístico respecto del total en las islas del archipiélago canario.

Fuente: Hernández (2000).

Otro punto interesante a considerar de las Islas Canarias es el consumo energético derivado de la desalación en unas islas sin conexión de red eléctrica entre ellas ni con el continente

(deben ser autosuficientes). En islas como Lanzarote, con un 50% de consumo hídrico debido al turismo, dicho gasto eléctrico supone el 25% del total, y en el caso de Fuerteventura llega hasta el 30%. La gráfica anterior muestra el tanto por ciento de consumo eléctrico (una parte importante de ella es energía renovable) en las islas del archipiélago, así como el porcentaje de consumo debido a las instalaciones hoteleras y apartamentos de sus playas.

El segundo caso digno de mencionar es la Comunidad Autónoma Murciana, comunidad estructuralmente deficitaria (en 460 hm³ anuales según el PHN) debido al consumo agrícola derivado de sus explotaciones de regadío intensivo. **La sobreexplotación de los acuíferos para el regadío los ha convertido en aguas salobres de difícil uso agrícola, con lo que ha sido necesario instalar gran cantidad de pequeñas desaladoras de agua salobre de mínimo mantenimiento y gestión de los propios agricultores.** La oferta de agua desalada de agua de mar se concentra en grandes instalaciones en poblaciones costeras (Mazarrón, Cartagena) (Cánovas, 2000).

Resumiendo, existen en la actualidad o están próximas a su funcionamiento un total de 90 plantas, con una capacidad total de 149.000 m³/día y una producción anual total de 40 hm³, con más o menos igual cuota de participación en cuanto al origen de las aguas (marinas o salobres).

Las siguientes tablas (se distinguen aguas marinas y salobres) muestran la localización y tecnología utilizada de las plantas españolas con una capacidad superior a 3.000 m³/día, aunque como hemos dicho anteriormente la ósmosis inversa es predominante en nuestro ámbito. **Debe añadirse que la ampliabilidad de estas plantas, si son de OI, es muy fácil**, por lo que en la actualidad muchas de ellas probablemente tienen mayor capacidad de la expuesta en la tabla.

Nombre	Inauguración	Capacidad (m ³ /día)	Proceso
Las Palmas I	1970	30.000	MED
Las Palmas II	1980	18.000	MSF
Lanzarote II	1987	7.500	OI
Juliano Bonny	1988	4.000	OI
Las Palmas III	1989	36.000	OI
Galdar-Agaete	1989	3.500	OI
Aragua	1991	10.000	OI
Inalsa I	1990	7.500	OI
Elmasa II	1990	7.500	OI
Lanzarote III	1991	20.000	OI
Fuerteventura III	1991	4.000	OI
Ibiza I	1991	9.000	OI
Sureste I	1993	10.000	OI
Arucas-Moya I	1995	4.000	OI
Ibiza II	1996	10.000	OI
Puerto del Rosario	1996	7.000	OI
Elmasa III	1996	7.500	OI
Marbella	1997	56.000	OI
Ceuta	1997	16.000	OI
Adeje-Arona	1997	10.000	OI
Emaya	1997	4.800	OI

Bahía de Palma	1999	47.000	OI
Tenerife	1999	24.000	OI
Sureste II	1999	15.000	OI

Tabla 7.6. Instalaciones actuales de plantas desaladoras de agua marina de más de 3.000 m³/día.
Fuente: Fariñas (1999), Torres (1999).

Nombre	Inauguración	Capacidad (m ³ /día)	Proceso
Courtaulds	1974	5.000	OI
Enfersa	1983	3.600	OI
Maspalomas	1987	10.000	EDR
Denia	1991	16.000	OI
Hernández Zamora	1991	3.400	OI
Seat Martorell	1992	10.500	OI
Gesturcal	1992	4.000	OI
Repsol Tarragona	1993	14.400	OI
Repsol Cartagena	1993	7.200	OI
Cruzcampo	1993	3.800	OI
Son Tugores	1995	35.000	OI
Bajo Almanzora	1996	30.000	OI
Mazarrón	1996	9.000	OI
Aguadulce	1996	3.100	OI
C. R. Jacarilla	1997	9.000	OI
G. E. Plastics	1997	7.200	OI
C. R. Sto. Domingo	1997	6.930	OI
Félix Santiago	1997	3.100	OI
Campo de Dalías	1997	12.000	OI
Moncófar	1999	4.000	OI

Tabla 7.7. Instalaciones actuales de plantas desaladoras de agua salobre de más de 3.000 m³/día.
Fuente: Fariñas (1999).

La instalación de nuevas plantas desaladoras en todo la geografía española con déficit hídrico es un hecho que se produce a menudo. En la siguiente tabla se muestran algunos de los principales proyectos para un futuro no muy lejano, en el que destaca la planta de Carboneras, que es con mucho la de mayor capacidad instalada en nuestro país.

Nombre	Capacidad (m ³ /día)	Proceso	Agua
Alicante	50.000	OI	Mar
Almería	50.000	OI	Mar
Arucas-Moya II	6.000	OI	Mar
Cádiz	40.000	OI	Mar
Carboneras	120.000	OI	Mar
Cartagena	65.000	OI	Mar
Las Palmas	35.000	MED	Mar
Sevilla	40.000	OI	Salobre

Tabla 7.8. Nuevas plantas desaladoras previstas de ejecución inminente.
Fuente: Wangnick (2000) y elaboración propia.

7.7. Resumen

En resumen, **la instalación de plantas desaladoras en España se plantea como solución en áreas localizadas** (hasta ahora la capacidad instalada en la mayoría de ellas no es muy grande), cosa que no ocurre en otras zonas de alto déficit estructural como Oriente Medio, donde se instalan grandes plantas en zonas aisladas de los asentamientos urbanos y se construyen grandes tuberías para su transporte. **España es el país europeo más puntero en tecnologías de desalación por ósmosis inversa (de ello su masiva implantación en nuestro país), pero no en tecnologías evaporativas**, donde grandes compañías alemanas e italianas, junto con las de Extremo Oriente copan el mercado en Oriente Medio.

8. CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES

8.1 Evaluación del impacto ambiental de instalaciones desaladoras.

La legislación existente en cuanto a la necesidad de realizar una Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) para un proyecto relacionado con la desalación se puede resumir en los siguientes pasos (Martínez, 2000):

- La legislación básica, en este caso el Real Decreto Ley 9/2000, viene a incrementar los supuestos sometidos a Evaluación de Impacto Ambiental. En su Anexo I de esta disposición (proyectos sometidos en todo caso a EIA), no se recogen proyectos relacionados con la desalación marina o salobre aunque sí la extracción de aguas subterráneas igual o superior a 10 hm³/año. En el anexo II, que constituyen la lista de proyectos que deben someterse a EIA cuando así lo decida el órgano ambiental, no aparecen tampoco los proyectos de desalación aunque sí los que supongan una extracción superior a los 300.000 m³/año de aguas subterráneas.
- **Por lo tanto, ha de consultarse la normativa correspondiente a cada comunidad autónoma.** Si dicha comunidad tiene incluidas en su lista de EIA las plantas desaladoras (como por ejemplo la Comunidad Autónoma Murciana), y de acuerdo con la disposición Adicional Tercera del Real Decreto Ley 9/2000, correspondería realizar la EIA al órgano ambiental del Estado, es decir, el Ministerio de Medio Ambiente (MIMAM). Se establecerá un procedimiento abreviado para su realización.

8.2 Problemática medioambiental de los vertidos de salmuera.

En todo proceso desalador, tenemos una porción del agua previamente introducida que es rechazada y devuelta normalmente al reservorio original de donde se aportó el agua bruta a desalar.

El problema de estos vertidos debe tratarse cuidadosamente dependiendo del tipo de proceso utilizado, y de las características del reservorio donde se tira la salmuera de rechazo. En este apartado se va a analizar dos situaciones especialmente interesantes: la situación en el Golfo Pérsico y la española (en el Mar Mediterráneo).

Si hablamos de aguas desaladas del Golfo Pérsico, con una media de 45.000 ppm de TDS, la salmuera rechazada devuelta al mar (BD) en plantas MSF suele tener una concentración de 60-65.000 ppm y un caudal menor de la mitad que el aportado, teniendo en cuenta que tan sólo la décima parte del agua bruta introducida se desala y que existe recirculación del agua bruta (ver sección 4.1 para el caso de las MSF). El resto de caudal que equilibra el balance de masa de la instalación es el agua bruta precalentada en la sección de rechazo (CW en la figura 1), que no es concentrada respecto a la inicial. **En resumen, la conjunción de la contaminación térmica (tanto el BD como el CW de la gran cantidad de plantas desaladoras MSF se tiran con 3-4 y 7-10° C de calentamiento con respecto al Golfo) y contaminación química de los vertidos de salmuera y de petróleo de la zona (el 20% de la producción mundial discurre por esta ruta) en este mar cerrado de tan sólo 35 metros de profundidad media, 239.000 km² de extensión y un tiempo de residencia medio de 2-5 años (la circulación a través del estrecho de Ormuz es bastante dificultosa), hace pensar que el Golfo Pérsico va a tener serios problemas medioambientales en un futuro próximo.** (Abu Qdais, 1999). Ello se

agrava por sus especiales condiciones: una temperatura media de 18-35° C, un altísimo índice de evaporación (excede en un factor de 10 el aporte de los ríos) y por lo tanto una salinidad de 36.000 a 50.000 ppm, dependiendo de la cercanía a la desembocadura de los grandes ríos que vierten en él (Tigris y Eúfrates).

Pero este no es afortunadamente el caso de España, con un inventario de plantas mucho más reducido al de Oriente Medio, donde la mayoría son plantas OI que vierten sus rechazos a mares más abiertos como el Mediterráneo o el océano Atlántico, a una temperatura prácticamente idéntica a la aportada. De todas las formas, **es necesario abordar de forma separada la desalación de aguas marinas y de aguas salobres, porque son dos problemáticas completamente diferentes ya que afectan a medios naturales distintos.**

8.2.1. Aguas salobres

Las plantas desaladoras de agua salobre generalmente se nutren de acuíferos cuya calidad se ha ido degradando paulatinamente con su extracción para el riego. En general, la degradación de los acuíferos se debe al uso de fertilizantes nitrogenados y otros agentes agrícolas, infiltración de aguas residuales, disolución de terrenos salinizados, intercomunicación de diferentes acuíferos estratificados e incluso la intrusión marina en los acuíferos cercanos al mar. Desalar agua salobre permite a este tipo de aguas su uso agrícola e incluso humano, en general aguas de 4.000 ppm devuelven el rechazo en torno a los 16.500 ppm considerando una conversión media (Y) del 75% en este tipo de plantas. A continuación se describen las diferentes soluciones aportadas actualmente para la evacuación de este tipo de salmueras (Latorre, 2000), haciendo una valoración cualitativa de cada una de ellas:

- Vertido directo a ramblas o cauces cercanos. Es una solución común pero poco recomendable porque puede salinizar dichos cauces y los suelos adyacentes, afectando incluso a la población asentada aguas abajo de dicho cauce.
- Vertido al mar en el caso de cercanía al mismo. Debe estudiarse en cada caso ya que en este caso la salinidad es menor que la marina y puede afectar a la diversidad biológica en ese tramo costero.
- Inyección en acuíferos más profundos incluso que el de aporte. Es una solución altamente peligrosa, ya que puede afectar a acuíferos cercanos y además los convierte en inservibles para su uso futuro.
- Instalación de balsas de evaporación o incluso salinas (como las de Torre Vieja o Santa Pola) para obtener sal. La extensión necesaria para este tipo de solución suele disuadir a los propietarios de las explotaciones, pero es de las más adecuadas aunque desaparece todo caudal posible de retorno a la cuenca hidrográfica.
- Creación de colectores de vertido o “salmueroductos” que recojan los rechazos de una o varias plantas desaladoras próximas hasta el mar. **Parece la solución más aceptable, aunque con coste algo superior a otras opciones,** y además debe estudiarse el punto exacto de vertido en el mar, al igual que en el segundo punto, para no alterar las condiciones biológicas de la fauna y flora marinas.

Debe tenerse en cuenta también que excepto la segunda y última opciones, los vertidos de salmuera retornan finalmente a la cuenca hidrográfica de donde se extrajo el agua salobre, con lo que deberían rechazarse a priori.

8.2.2. Aguas marinas

Respecto al vertido de rechazos de agua marina, una planta de conversión media del 45% y un agua marina de aporte de 38.000 ppm debe verter al mar una salmuera con alrededor de 70.000 ppm. **Se sabe que la fauna marina no queda afectada significativamente por la existencia de emisarios de esta agua** (gracias por supuesto a su movilidad), incluso hay experiencias de una mayor cuota de captura pesquera alrededor de desagües de plantas desaladoras. **Sin embargo hay que tratar con especial atención la flora marina existente en el litoral mediterráneo**, en concreto las praderas de “Posidonia Oceánica”, una fanerógama marina que recubre los fondos con un calado de 5 a 30 metros (dependiendo de la transparencia del agua y la granulometría de los fondos) de extraordinaria productividad y diversidad, pero a su vez de extraordinaria rareza. Tanto es así que aparece en la lista de hábitats naturales de interés comunitario que es preciso proteger (Directiva del Consejo 92/43/CEE del 21 de Mayo de 1992). Aunque no se sabe a ciencia cierta el efecto de los vertidos de salmuera en las praderas de Posidonia Oceánica, lo que sí es cierto es que es necesario realizar una serie de medidas de protección para no dañar dichas praderas, con una capacidad de producción de oxígeno incluso mayor que la selva amazónica.

De entre las posibilidades de actuación en cuanto a la evacuación de la salmuera al mar, no hay soluciones concluyentes, sobre todo en cuanto a la cuantificación del efecto de cada una de ellas sobre la flora marina, se muestran aquí las soluciones comúnmente adoptadas:

- Vertido directo al mar a través de ramblas y cauces. **Esta posibilidad puede ser la más adecuada en zonas de corrientes y vientos considerables**, ya que en zonas cercanas a la costa los oleajes y la mayor temperatura de las aguas favorecen la mayor dilución de las descargas de salmuera.
- Construcción de emisarios submarinos que sobrepasen la pradera de Posidonia. No está muy claro si el efecto de la obra necesaria para construir el emisario va a ser más perjudicial para la pradera que su vertido en la costa. Además, se han realizado estudios sobre la dilución de los emisarios submarinos construidos específicamente para una mejor mezcla con el agua marina, pero la experiencia de laboratorio ha demostrado grandes diferencias con respecto a la dilución real en los fondos marinos, debido fundamentalmente al efecto de las corrientes marinas, oleaje, condiciones del fondo, etc., difícilmente reproducibles en condiciones de laboratorio (Ruiz, 2000).
- Utilización de emisarios ya existentes de aguas residuales. Se sabe que las aguas residuales urbanas (ARU) tienen un efecto más pernicioso para la flora marina que los rechazos de plantas desaladoras. Por lo tanto un mal menor puede ser verter dichos rechazos a colectores residuales o lugares anejos a ellos, en zonas ya previamente degradadas por el efecto de las ARU.

8.3. Otros vertidos.

Aunque no tienen la misma importancia que los vertidos de salmuera, gracias a la ínfima relación de volúmenes evacuados (la suma total de ellos no supone más del 1% del total), existen otro tipo de vertidos en una planta desaladora por OI, que se resumen aquí:

- Agua de lavado de los filtros de arena: constituyen un agua muy cargada de arenas y materia orgánica, en general se vierte normalmente una vez al día.
- Productos de limpieza de las membranas. Su frecuencia depende mucho del tipo de membrana, pero en general al menos se realiza una vez al año con detergentes de naturaleza biodegradable.

- Aditivos provenientes del pre/post-tratamiento del agua bruta/producto. Normalmente no deben aparecer en los vertidos ya que se utilizan para incluirse en el agua para consumo (sólo en caso de fugas), pero en todo caso es posible encontrar en menor medida floculantes, antiincrustantes, anticorrosivos y biocidas en las aguas de rechazo. Su carácter poco degradable hace que deban ser controlados periódicamente.

8.4. Otros impactos y consideraciones finales

Las plantas desaladoras consumen gran cantidad de energía. Tanto si consumen energía eléctrica como si extraen energía térmica en el caso de una planta dual, **las emisiones de CO₂, NO_x y otros componentes derivados de la combustión de estas centrales térmicas debe asociarse a la planta desaladora.** Sólo en el caso de que la energía eléctrica utilizada en procesos desaladores (OI, ED, CV, bombeo de las MSF y MED) sea de origen renovable, no debe asignarse este impacto ambiental al proceso desalador.

Finalmente, **también hay que destacar la contaminación acústica de una planta desaladora,** que no suele mencionarse debido a su relativa lejanía de poblaciones y zonas habitadas. Pero debe tenerse en cuenta sobre todo en pequeñas islas o zonas con muy escaso terreno edificable, situación desgraciadamente muy común en el Levante Español y nuestros archipiélagos.

Resumiendo, **el impacto ambiental derivado de la instalación de una planta desaladora tiene varias afecciones destacables: vertido de salmueras, emisiones, ruidos.** Es de otra naturaleza que una gran obra hidráulica, y por lo tanto difícilmente comparables.

9. COSTES DE LA DESALACIÓN.

Quizás sea este el apartado de mayor relevancia de este informe, ya que es el que permite una comparación directa con la alternativa que propone el PHN: un trasvase hidrológico intercuenas.

9.1. Consideraciones generales.

Primero debe quedar muy claro que son dos alternativas de naturaleza diferente y por lo tanto nunca pueden ser económicamente comparables en sentido estricto. **Un trasvase es una obra de naturaleza permanente y como tal debe considerarse, aunque la amortización de las obras siga unos criterios especificados para este tipo de obras.** Pero ello incide en el tipo de interés aplicable al proyecto de inversión; así el PHN aplica una amortización a la obra hidráulica necesaria de 50 años y un interés medio del 4%, una tasa de interés que difícilmente conseguiría en la actualidad un inversor privado para instalar una planta desaladora de tamaño medio-pequeño. La amortización de una planta desaladora se cifra por término medio en 15 años, con lo que el análisis económico debería replantearse de nuevo tras ese período, ya que la tecnología en procesos de desalación habrá evolucionado positivamente en el sentido de un abaratamiento de los costes de producción del agua desalada.

Otro factor que hay que tener en cuenta es la disponibilidad de ambos recursos. El PHN realiza su análisis económico de rentabilidad suponiendo que todos los años es posible derivar del Ebro 1.000 hm³. En el caso de que ello no sea posible en alguna campaña, los costes calculados por el MIMAM serían ostensiblemente superiores a los previstos y la rentabilidad anunciada no sería ni mucho menos la estimada. **Pero una planta desaladora que se proyecte para su puesta en marcha sólo ante problemas coyunturales (sequía, contaminación de otros recursos, etc.) también tiene unos costes mucho mayores a los de una planta de operación continua, que la lleva irremisiblemente al cierre de sus instalaciones si no existe una financiación estatal que la mantenga.** La experiencia en España de este tipo de plantas, que han dejado de ser rentables frente a la competencia de recursos externos o naturales mucho más baratos, puede servir de ejemplo a esta aseveración.

Finalmente, se podría reseñar que **las plantas desaladoras aunque sean financiadas por el Gobierno están gestionadas por empresas privadas que incorporan el beneficio industrial de la explotación de las mismas**, por lo que cuentan con un coste adicional con respecto a un hipotético trasvase.

Por lo tanto, queda claro que el análisis económico puro no debe ser el único condicionante para adoptar una decisión de las alternativas a considerar, sino que debe complementarse con otros condicionantes ecológicos y sociales. No obstante, el análisis económico intenta ser lo más imparcial posible, partiendo de datos de elaboración propia, empresas adjudicatarias y organismos gubernamentales y bibliografía incluida en el anejo correspondiente.

El análisis va a diferenciar la desalación de aguas marinas y de aguas salobres, ya que la instalación necesaria y los costes de operación son bastante inferiores en el segundo caso, amén de la existencia de soluciones tecnológicas diferentes a cada tipo de agua.

9.2. Costes de desalación de agua de mar.

Hay dos tecnologías claramente diferenciadas para la producción de agua desalada a partir de agua del mar: destilación y ósmosis inversa. Es necesario tratarlas independientemente ya que la asignación de costes para el primer caso exige un tratamiento específico, ya que los procesos de destilación van integrados en una planta dual con otro producto bien diferenciado: la electricidad.

9.2.1 Destilación en plantas duales.

Aunque no sea usual en nuestro país, la tabla 13 nos muestra la gran cantidad de plantas duales instaladas en Oriente Medio para suplir sus necesidades de agua y electricidad. **La mayoría de ellas son una o varias unidades MSF acopladas con una o varias turbinas de vapor, turbinas de gas con caldera de recuperación para generar el vapor, o los nuevos ciclos combinados de turbina de gas y de vapor acopladas con otra caldera de recuperación.** Los diferentes esquemas posibles de acoplamiento de plantas duales de producción eléctrica y de agua pueden verse en la figura 21, aunque las unidades MSF pueden sustituirse fácilmente por unidades MED. La compresión de vapor es una tecnología de evaporación de consumo eléctrico con baja incidencia en el mercado, por lo que sólo se estudiará a título informativo.

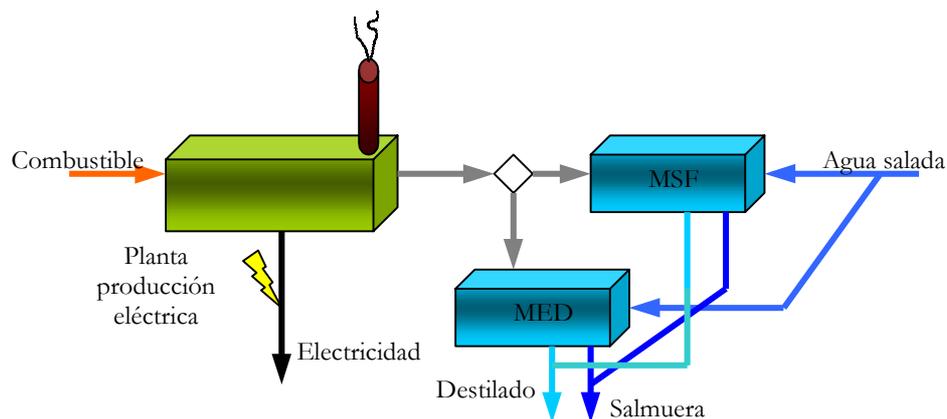


Figura 9.1. Disposiciones posibles de plantas duales de producción de agua y electricidad.
Fuente: Elaboración propia.

9.2.1.1 Coste del combustible.

La asignación de costes de producción del agua y la energía es bastante problemática, sobre todo cuando de forma interesada se intenta cargar los costes solamente a uno de los productos. Hay diferentes métodos de contabilidad de costes utilizados para asignar que parte de ciertos costes comunes (El-Nashar, 1999) (léase la energía primaria necesaria para producir ambos productos ó los costes generales de administración) debe asignarse a cada uno de ellos. Así por ejemplo, **una metodología ampliamente utilizada para asignar el coste del combustible a cada producto es el llamado “Método de los kilowatios perdidos” en la cual se calcula el coste de combustible imputable al agua, al cociente de la diferencia de producción eléctrica adicional respecto a la total que podríamos conseguir en el caso de que las unidades MSF no estuvieran operativas.** La siguiente fórmula (Kronenberg y Dvornikov, 1999) muestra claramente la forma de calcular dicho coste:

$$CC_a = \frac{(W_1 - W_2) \cdot CE_1}{D} C_c \quad (9.1)$$

donde CC_a es el coste de combustible asociado al agua (ptas/m^3), W_1 y W_2 son respectivamente las producciones eléctricas de planta (kW) cuando está desacoplada y no lo está a la MSF, CE_1 es el consumo específico de la planta de potencia en condiciones de desacoplamiento (una medida de su eficiencia energética, medida generalmente en kcal/kWh), D es la producción de destilado ($\text{m}^3/\text{día}$), y C_c es el coste económico del combustible (ptas/kWh).

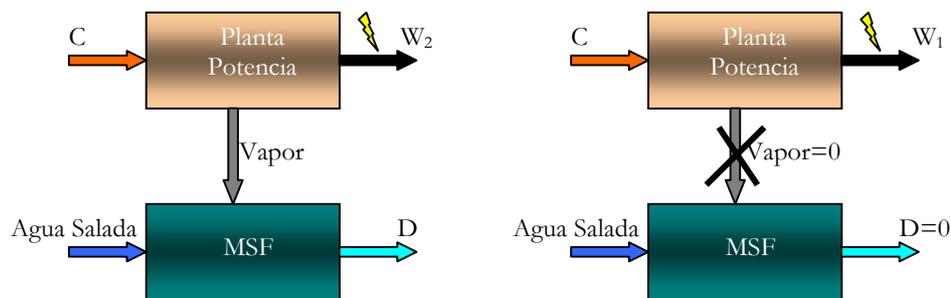


Figura 9.2. Esquema de producción individual y conjunta de electricidad/agua en una planta dual. Fuente: Elaboración propia.

A modo de ejemplo, una gran planta de cogeneración puede extraer vapor para una MSF dejando de producir en bornes del alternador (W_1-W_2) 30 MW. Si su rendimiento sólo produciendo electricidad es tal que se necesitan 2.500 kcal de combustible para generar 1 kWh eléctrico ($CE_1=2.500 \text{ kcal}/\text{kWh}$), la destilación de agua dulce alcanzable es de $50.000 \text{ m}^3/\text{día}$ y el coste del combustible es de $4 \text{ \$/GJ}$ (precios de gas natural), el coste del combustible CC_a es de $0.6 \text{ \$/m}^3$, o lo que es lo mismo, algo más de $100 \text{ ptas}/\text{m}^3$.

Este método es una aproximación bastante plausible para estimar los costes derivados del combustible, pero no tiene en cuenta el rendimiento de la planta de potencia en función de la carga eléctrica requerida para ella, que puede variar considerablemente (hasta un 20-25%) y en sentido negativo, ya que **las plantas duales se diseñan para el máximo rendimiento al 100% del modo de operación en cogeneración, es decir, produciendo el máximo posible de agua y electricidad**. El método más fino, que permite además hallar de forma instantánea los costes de todos los flujos internos de planta, además de los del agua y la energía, son los métodos de contabilidad exergética, basados en el 2º Principio de la Termodinámica (Uche, 2000). En ellos se define una función productiva para todos los equipos de la instalación que permite la redistribución de los recursos de entrada a la planta hasta su salida, donde se han transformado en productos que van acumulando las irreversibilidades de los diversos procesos de producción, y por lo tanto incrementan el coste inicial del combustible. Lo más llamativo de estos métodos es que permiten ver las grandes diferencias obtenidas en los costes de producción del agua y la energía en función del modo de operación de la planta. La siguiente tabla muestra el consumo energético primario necesario para desalar agua de este tipo de plantas, en función de su modo de operación.

Modo operación	Cogeneración 100% carga	Cogeneración 50% carga	Solo 100% producción agua*
Consumo (kJ/kg)	≈220	≈290	≈410

* Se estrangula vapor vivo de la caldera con una estación reductora de presión (ERP).

Tabla 9.1. Consumo energético primario en la producción de plantas duales MSF orientativo en función del modo de operación.

Fuente: Afgan (1999) y elaboración propia.

Lo que sí es muy claro que el tipo de combustible incide directamente en el coste del agua asociado, en una época en la que los combustibles primarios están alcanzando precios realmente prohibitivos. La siguiente tabla muestra el coste del combustible para tecnologías MSF y MED en función del combustible, a precios actuales del mercado internacional. El GOR típico para ambas plantas, que recordemos es una medida de la productividad de la planta desaladora con respecto al vapor consumido (ver anexo 1), es de 8-12 y 12-16 respectivamente. Hay que tener en cuenta que la tecnología de las plantas de generación eléctrica puede variar sustancialmente en función del combustible utilizado, pero aquí consideramos una caldera que pudiera soportar la alimentación de todos combustibles.

Combustible	Precio (\$/GJ)	MSF	MED
Gas natural	4,5	155-232	116-155
Petróleo	3,8	131-196	98-131
Carbón	1,2	41-62	31-41

Tabla 9.2. Coste del combustible para desalación de agua de mar (ptas/m³) en función de su naturaleza.

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede comprobar, con los precios internacionales actuales sólo los países productores de combustibles fósiles pueden producir agua desalada de esta forma, a no ser que se consuma carbón, recurso que suele localizarse en zonas húmedas sin problemas de abastecimiento de agua.

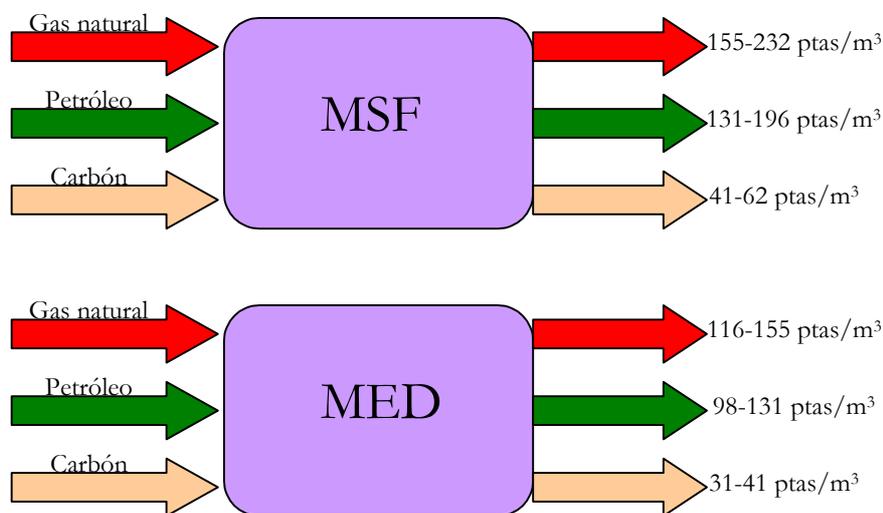


Figura 9.3. Costes totales del agua desalada con tecnologías evaporativas consumiendo carbón en la planta dual.

Fuente: Elaboración propia.

9.2.1.2 Consumo eléctrico.

La tecnología MED y MSF consume adicionalmente energía eléctrica para la circulación de los flujos de alimentación, salmuera, destilado y retorno del condensado. Las plantas MSF necesitan una bomba adicional del recirculado de salmuera, que incrementan su consumo ostensiblemente con respecto a la tecnología MED. La siguiente tabla muestra el consumo específico y el coste económico asociado a este consumo.

Tecnología evaporación	Consumo específico (kWh/m ³)	Coste (ptas/m ³)
MSF	3.5-4.0	21-24
MED-TVC	1.5-2.0	9-12
CV	9-11	72-88

Tabla 9.3. Coste del consumo eléctrico de las plantas MSF, MED y CV.
Fuente: Elaboración propia.

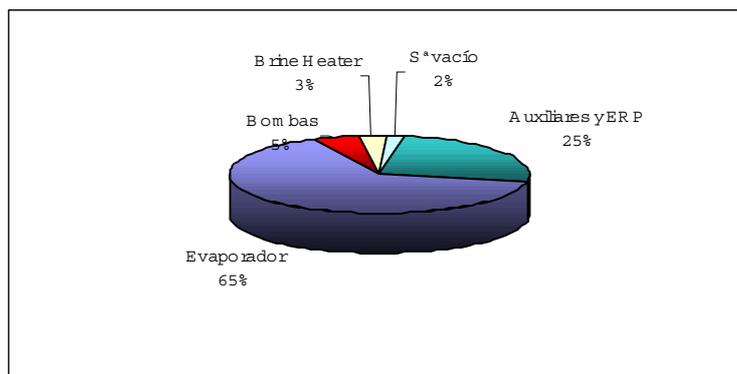
Se ha incluido aquí la tecnología CV, que consume energía eléctrica solamente para su compresor volumétrico y las bombas de alimentación y de recogida del rechazo y del destilado. Hay que reseñar que **el coste del kWh necesario para las tecnologías MSF y MED es menor que el de las tecnologías CV, ya que la electricidad se obtiene de la misma planta dual y no es necesario comprarla a la compañía eléctrica correspondiente, a precio siempre mayor que el de la generación pura.** El coste del kWh por convención se ha tomado a 6 y 8 ptas. para electricidad obtenida en la planta o tomada de la red, teniendo en cuenta que este consumo supone muy poco peso respecto del coste total en estas plantas de poca implantación en España.

9.2.1.3. Inversión necesaria y amortización.

La inversión necesaria para este tipo de plantas ha ido descendiendo poco a poco, con la inclusión de nuevos materiales resistentes a la corrosión no tan caros como los aceros inoxidables o las aleaciones de titanio. Los precios por m³/día de capacidad instalada dependen lógicamente del tamaño de planta, pero pueden resumirse en la siguiente tabla.

Tecnología evaporación	Inversión (ptas/m ³ /día)	Coste amortización (ptas/m ³)
MSF	180.000-280.000	48-74
MED-TVC	130.000-180.000	35-48
CV	170.000-250.000	45-66

Tabla 9.4. Precio por m³/día de capacidad instalada de las tecnologías evaporativas y coste de amortización de dicha inversión.
Fuente: Watermark (2000) y elaboración propia.



Gráfica 9.1. Distribución porcentual del coste de inversión de los diferentes equipos de una planta desaladora térmica (MSF).
Fuente: Elaboración propia.

De la inversión global, el coste del evaporador supone alrededor del 65% del total, las bombas de circulación el 5%, el condensador de vapor proveniente de la planta de potencia el 3%, el sistema de vacío el 2%, y los sistemas auxiliares y de control el 25% restante,

incluyendo la estación reductora de presión ERP de vapor vivo para proporcionar vapor en condiciones óptimas a la MSF en caso de parada de la turbina de vapor. El coste del terreno suele ser despreciable en el cómputo final al tratarse de instalaciones sitas en terreno desértico.

En la tabla también se muestra el coste de la pertinente amortización de la inversión. **Se considera una vida útil de la instalación de 20 años, con un 5% de tasa de interés medio** y una operación anual de 300 días al año.

9.2.1.4. Otros costes.

Los costes de mantenimiento y mano de obra, y productos químicos utilizados como aditivo para evitar la formación de costras (scaling) se muestran en la siguiente tabla.

Tecnología evaporación	Coste productos químicos (ptas/m ³)	Coste mano de obra y mantenimiento (ptas/m ³)
MSF	3-6	8-12
MED-TVC	3-5	7-11
CV	4-6	9-14

Tabla 9.5. Coste por m³ del OyM y productos químicos de las tecnologías evaporativas.
Fuente: Elaboración propia.

9.2.1.5. Coste total y conclusiones.

En la siguiente tabla se muestra el coste total de las tecnologías de evaporación, en el caso de consumir carbón como energía primaria, que como hemos visto es la única solución rentable frente a otro tipo de tecnologías. Aunque no sea la fuente de energía de los países de la OPEP, podría tomarse como dato orientativo para sus costes, ya que la contabilidad de sus recursos propios no se puede considerar a precios de mercado internacional.

Tecnología evaporación	Coste total (ptas/m ³)
MSF	121-178
MED-TVC	85-117
CV	130-174

Tabla 9.6. Coste total por m³ de las tecnologías evaporativas actuales consumiendo carbón.
Fuente: Elaboración propia.

En consecuencia, la tecnología MED es la más barata, aunque la capacidad de este tipo de unidades no llegue a la de las unidades MSF. La tecnología CV queda claramente en desventaja con otras tecnologías de menor consumo eléctrico e inversión como la ósmosis inversa que veremos posteriormente.

En España, la planta de producción eléctrica de Carboneras produce agua desalada con una pequeña planta MSF acoplada a ella (2.200 m³/día). El precio de venta acordado es de 60 ptas/m³, por lo que según los valores estimados aquí la planta térmica está perdiendo dinero con la venta de agua. Este caso muestra una mala asignación de costes para el agua, aunque es justo decir que la unidad MSF acoplada a la central térmica no debe considerarse estrictamente como una planta dual, ya que su capacidad de destilado es muy baja en comparación a la potencia nominal de la central (la unidad MSF se incluyó para proveer agua para el ciclo de vapor a la planta térmica).

Finalmente, reseñar que **las plantas duales permiten la flexibilidad de instalación de unidades de osmosis inversa (constituyendo sistemas híbridos de producción de agua desalada) que en períodos de baja demanda eléctrica produzcan una cantidad adicional de agua desalada.** En Oriente Medio, dicha demanda cae hasta el 30% en invierno (allí el mayor consumo eléctrico se debe a las instalaciones de aire acondicionado para soportar su tórrido clima). El coste de instalación de unidades OI queda justificado por la producción adicional obtenida y el mantenimiento del rendimiento óptimo de la planta eléctrica, que seguiría funcionando al 100% de su carga pero sin verterla a la red eléctrica.

9.2.2. Destilación en cogeneración con venta de electricidad.

En el apartado 9.2, la producción de agua y electricidad se gestiona por dos empresas diferentes, vendiendo (y por lo tanto asumiendo sus costes) cada una de ellas sus productos a sus potenciales consumidores. Este apartado va a tratar **el caso de que una única empresa venda electricidad y agua, así puede asignarse todo el coste del combustible a la producción de agua pero lógicamente restando el dinero obtenido por la venta de la electricidad, disminuyendo considerablemente el coste del agua producida.**

El Real Decreto 2818/1998 de 23 de Diciembre regula la producción de energía eléctrica por instalaciones abastecidas por recursos o fuentes de energía renovables, residuos y cogeneración. En su capítulo 2º -ámbito de aplicación de la ley- se consideran autoproductoras (grupo a1) aquellas instalaciones que consuman un calor útil no eléctrico V para un proceso y a la vez produzcan una energía eléctrica en bornes del alternador E (kW), siempre menor de 50 MW, de tal forma que **el rendimiento eléctrico equivalente (REE)**, definido como:

$$REE = \frac{E + V}{Q} = \frac{E}{\left(Q - \frac{V}{0,9}\right)} \quad (9.2)$$

con Q la energía total aportada por el combustible (tomando como base su poder calorífico inferior), sea mayor que un cierto valor dependiente de la instalación y tipo de combustible empleado. Para el caso de gas natural y turbinas de gas, este valor mínimo es del 59%. Por ejemplo, si tenemos una instalación cogeneradora de turbina de gas que produce 18 MW eléctricos en la turbina (E), extrae 20 MW térmicos para el secado de purines (V) y necesita 50 MW de combustible primario (Q), su rendimiento eléctrico equivalente REE es del 64.8% en condiciones de diseño, y por lo tanto podría acogerse al régimen especial de cogeneración.

Por otra parte, todo autoproduccion debe consumir una parte de la electricidad generada por él mismo, dicha parte constituye el 30% de la producción en caso de instalaciones de menos de 25 MW, y un 50% para el caso de instalaciones de hasta 50 MW. Este porcentaje puede ser cubierto por cualquier instalación perteneciente a la misma empresa, por lo que no es siempre necesario consumir dicha energía en la misma planta cogeneradora.

Las instalaciones autoproduccion de este tipo pueden obtener **una retribución RET por el kWh producido** de acuerdo a la fórmula:

$$RET \text{ (ptas / kWh)} = P_m + PR \pm ER \quad (9.3)$$

donde P_m es el precio medio horario del mercado eléctrico (actualmente en torno a las 7 ptas/kW·h.), PR es la prima obtenida por el estatuto de autoprodutor al menos durante 10 años, variable en función de la capacidad de la planta:

$$\begin{aligned} PR &= 3,2 && \text{ptas/kW}\cdot\text{h si la potencia de la instalación } P \text{ es } < 10 \text{ MW} \\ PR &= 3,2 \cdot (40 - P) / 30 && \text{ptas/kW}\cdot\text{h si } P \text{ está comprendida entre 10 y 25 MW} \\ PR &= 0 && \text{ptas/kW}\cdot\text{h para instalaciones de más de 25 MW.} \end{aligned}$$

y ER es el complemento por energía reactiva, que puede ser positivo si la energía reactiva generada en la instalación genera un factor de potencia ($\cos\phi$) >0.9 , y negativa en caso contrario. Para el caso anterior, el precio que obtendría la instalación de cogeneración anterior sería de 9.35 ptas/kWh, suponiendo precio del mercado horario de 7 ptas/kWh y un factor de potencia de 0.9.

Todas estas circunstancias sugieren la instalación de una unidad desaladora híbrida compuesta con un ciclo combinado de gas natural acoplado a una o varias unidades MED de baja temperatura. Esta posibilidad cumple sin problemas las especificaciones relativas al rendimiento eléctrico equivalente, gracias al rendimiento de los ciclos combinados y el flujo de calor desviado a las MED. **El porcentaje de autoconsumo puede cubrirse instalando una planta de osmosis inversa, que a la vez permitirá producir un volumen considerable de agua desalada,** en comparación con el obtenible tan sólo con la(s) unidades MED. La siguiente figura muestra el esquema propuesto:

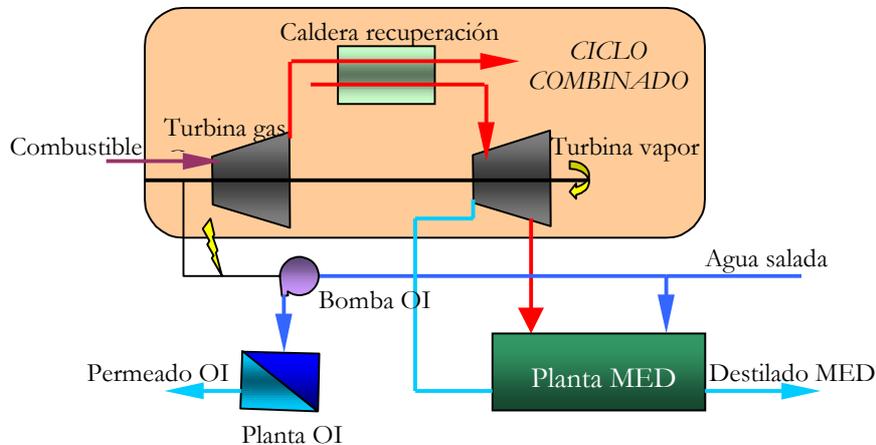
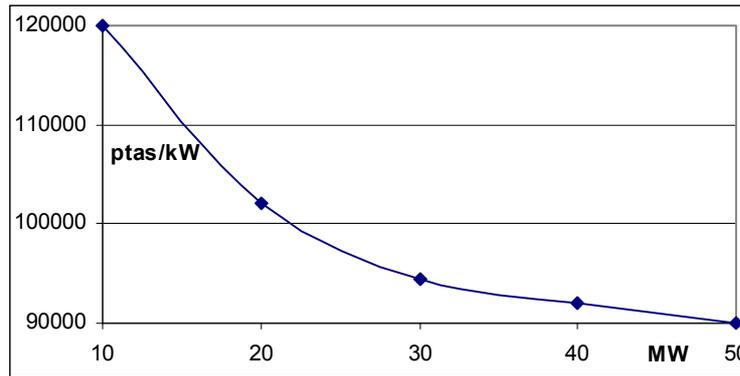


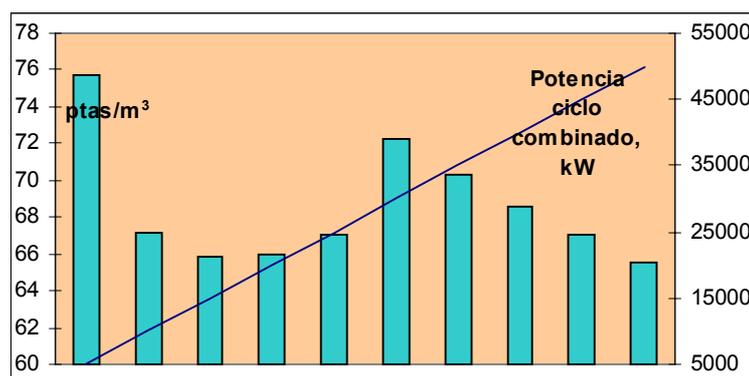
Figura 9.4. Esquema híbrido de cogeneración ciclo combinado-MED con módulos de OI.
Fuente: Elaboración propia.

En este caso, el coste del agua desalada no puede obtenerse de forma separada sino que toda la producción obtenida por los dos métodos se divide por el coste del combustible consumido menos los ingresos obtenidos por la venta de la electricidad no consumida en la planta. La reducción de los costes de instalación de pequeños ciclos combinados gracias al estatuto de cogeneración y de los módulos de OI hace considerar seriamente esta posibilidad. La gráfica 9.2 muestra los precios por kW instalado de las plantas de ciclo combinado de turbina de gas, caldera de recuperación (HRSG) y turbina de vapor (a donde irán acopladas las unidades MED). El coste de inversión de las plantas de OI en función de su capacidad se mostrará en el apartado 9.4.



Gráfica 9.2. Precio por kW instalado de instalaciones de ciclo combinado para cogeneración en función de su potencia eléctrica.
Fuente: Elaboración propia.

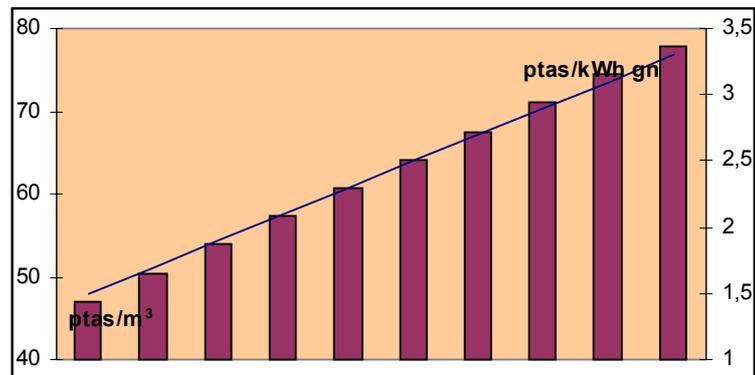
En este estudio, hay tres factores determinantes que inciden en el precio final del agua desalada producida. El primero de ellos es la dimensión del ciclo combinado: el mejor rendimiento del mismo y menor coste de instalación debe compensar el menor precio obtenido en la prima por el kWh producido y el mayor factor de autoconsumo eléctrico necesario. La gráfica muestra el efecto de la dimensión del ciclo en el coste final del agua producida, teniendo en cuenta que la tasa de interés medio considerada es del 5%, y la vida media de las instalaciones de ciclo combinado, MED y OI son de 15 años. El coste de operación, mantenimiento, reactivos químicos y restitución y lavado de membranas se evalúa en 8-11 ptas/m³ de coste fijo en todos los casos, dependiendo del tamaño de la instalación. El consumo eléctrico de la planta MED es análogo al expuesto en el apartado anterior, y el de las unidades de OI se fija en un valor claramente conservador: 4 kWh/m³. La producción de las unidades MED se fija con un valor GOR de 10, también suficientemente conservador, así como las características técnicas de la planta de ciclo combinado (rendimiento de su turbina de gas y su turbina de vapor). El precio de mercado del kWh se establece para este estudio en 7 ptas/kWh, el del gas natural para este estudio es de 3 ptas/termia.



Gráfica 9.3. Coste del agua desalada (ptas/m³, en las barras) en función de las dimensiones de la planta de ciclo combinado (línea) en disposición híbrida de cogeneración.
Fuente: Elaboración propia.

El segundo factor a considerar es el precio del combustible primario a utilizar. Actualmente, el precio del gas natural está poniendo en entredicho la rentabilidad de las instalaciones de cogeneración y su amortización casi inmediata en fechas no muy lejanas. La siguiente gráfica muestra este efecto, tomando los mismos criterios técnicos para las

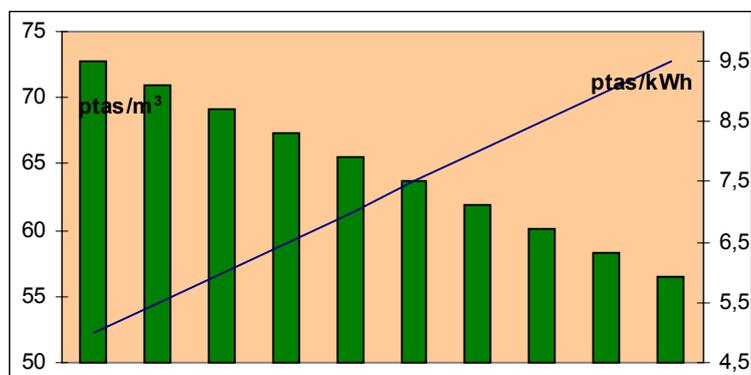
plantas, de amortización y de gastos generales, y el valor óptimo de potencia a instalar obtenido del análisis anterior. El precio medio de mercado P_m para este análisis es de 7 ptas/kWh.



Gráfica 9.4. Coste del agua desalada (en barras, ptas/m³) en función del precio del gas natural (línea) en la disposición híbrida de cogeneración.

Fuente: Elaboración propia.

El tercer factor a considerar es el precio obtenido por el kWh generado en régimen de autoconsumidor, que tiene una influencia al menos indirecta con el precio analizado anteriormente. Sin considerar un cambio en el reglamento de la ley en cuanto a las condiciones de la prima obtenible, el precio del mercado horario es también crucial para saber la rentabilidad de la instalación. La siguiente gráfica muestra el efecto de la variación de dicho precio, que puede corresponder simplemente a una situación de horas punta y valle en el mercado de oferta eléctrica. El resto de parámetros se mantiene fijo en el análisis (50 MW de producción y 3 ptas/termia de coste del gas natural).



Gráfica 9.5. Coste del agua desalada (en barras, en ptas/m³) en función del precio P_m del kWh del mercado horario (lineal) en la disposición híbrida de cogeneración.

Fuente: Elaboración propia.

En resumen, el análisis de sensibilidad muestra que es recomendable el tamaño máximo de planta cogeneradora (50 MW). Y también queda bastante claro a la vista de las dos últimas gráficas que la instalación de este tipo de plantas es muy sensible a la dinámica del mercado energético primario, y constituye una inversión mucho más arriesgada que plantas desaladoras que consumen energía eléctrica, un mercado mucho más estabilizado en España tras su liberalización. La posibilidad de realización de contratos directos con las empresas eléctricas suministradoras a precios francamente impensables unos años atrás, frena todavía más la gran rentabilidad obtenida

por este tipo de instalaciones años atrás, incluso con producción de calor para consumo en procesos de escasa o nula rentabilidad, situación muy diferente a la que se propone aquí.

9.2.3. Desalación de agua de mar con ósmosis inversa

Para el tratamiento de los costes de la desalación de agua de mar con ósmosis inversa, hay que tener en cuenta la infinidad de variables que afectan de forma considerable al coste final del agua desalada: tamaño de la instalación, condiciones físicas y geográficas de la captación de agua marina, calidad del producto requerido, sistema de recuperación de energía utilizado. El análisis realizado aquí intentará incluir rigurosamente este tipo de factores, que le dan una horquilla de valores al precio final del agua desalada.

9.2.3.1. Coste de la energía eléctrica.

En este análisis, hay que tener en cuenta dos factores: el consumo eléctrico específico de la planta de todos sus equipos (kWh/m^3) y el precio a pagar por el kWh eléctrico consumido.

Desde las primeras instalaciones, con un consumo específico que rondaba los $7 \text{ kWh}/\text{m}^3$ (Torres y Medina, 1999), el consumo de las bombas de la instalación ha ido bajando continuamente. La aparición de los sistemas de recuperación de energía ha contribuido significativamente a ello, al igual que la instalación de bombas de alta presión más eficientes y de mayor tamaño. **Por lo tanto, podemos considerar que el consumo específico actualmente varía entre los 3 y $4.5 \text{ kWh}/\text{m}^3$** , aunque en este caso el mínimo consumo puede obtenerse en plantas de pequeño tamaño con sistemas de recuperación de energía de última generación (los últimos avances hablan de $2.4 \text{ kWh}/\text{m}^3$), como los intercambiadores de presión (Wesson, 2000).

Como dato orientativo, el consumo específico proyectado en la estación desaladora de agua de mar (EDAM) de Carboneras (2 unidades con $60.000 \text{ m}^3/\text{día}$ de capacidad, y $42 \text{ hm}^3/\text{año}$ garantizados de producción) totaliza $4.26 \text{ kWh}/\text{m}^3$, de los cuales 2.93 corresponden al bombeo de alta presión, 0.4 al bombeo de agua de mar, 0.34 al de producto y 0.59 al resto de consumos auxiliares.

En cuanto al segundo factor a tener en cuenta, la liberalización del mercado para consumidores de más de 1 GWh anual o conectados a la red de alta tensión ($>1.000 \text{ V}$) ha conseguido reducir considerablemente el coste final del kWh eléctrico a consumir. No obstante, la mayoría de los pequeños productores de instalaciones desaladoras están acogidos a la tarifa 3.1 de contratación de consumo eléctrico. En Canarias y debido al gran peso de las instalaciones desaladoras con respecto a su aislada oferta de generación, se están estudiando posibilidades de indemnización a las empresas desaladoras por los continuos cortes de suministro sufridos. Resumiendo, podemos decir que el precio actual a pagar por el kWh puede variar desde las 7 a las 10 ptas/kWh. La siguiente tabla muestra el coste energético de la osmosis inversa de agua de mar teniendo en cuenta estos factores.

Consumo específico (kWh/m^3)	Precio electricidad (ptas/kWh)	Coste energía (ptas/ m^3)
3-4,5	7-10	21-45

Tabla 9.7. Consumo específico, precio de la electricidad y coste de la misma en instalaciones de OI de agua de mar.

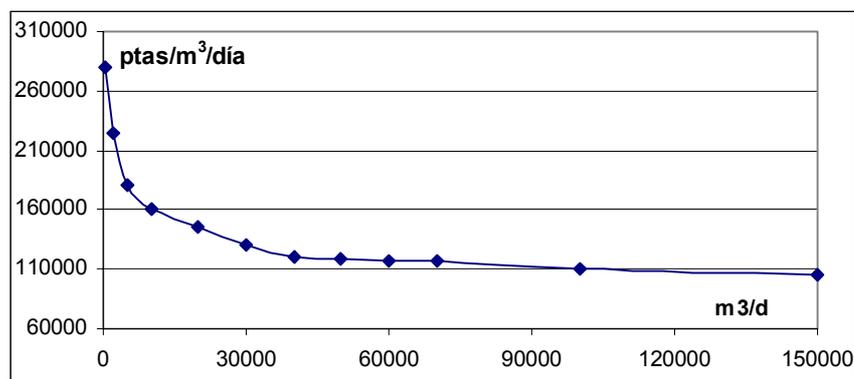
Fuente: Elaboración propia.

Para finalizar este apartado, en algunas instalaciones se suele contabilizar el consumo eléctrico derivado del bombeo hasta el sistema de distribución de alta presión, en muchos

casos supone una cota de elevación de más de 100 metros, pero ello nunca va a suponer más de 1 kWh/m³ de consumo específico adicional.

9.2.3.2. Coste de la inversión.

En este capítulo, las economías de escala son muy importantes a la hora de obtener un coste reducido de la amortización necesaria para recuperar la inversión ejecutada. También las mejoras tecnológicas surgidas constantemente y la gran competencia existente entre los fabricantes de membranas y empresas adjudicatarias a contribuido a esa rebaja de los costes de inversión. El mayor rendimiento de los equipos de bombeo puede justificar en muy poco tiempo su mayor inversión inicial necesaria, así como los porcentajes de recuperación y rechazo en las membranas. En cuanto a la inversión necesaria por m³/día dependiendo de la capacidad de planta propuesta, la siguiente gráfica muestra dicho coste.



Gráfica 9.6. Coste del m³/día en función del tamaño de la planta desaladora de agua de mar por OI.

Fuente: Fariñas (1999) y elaboración propia.

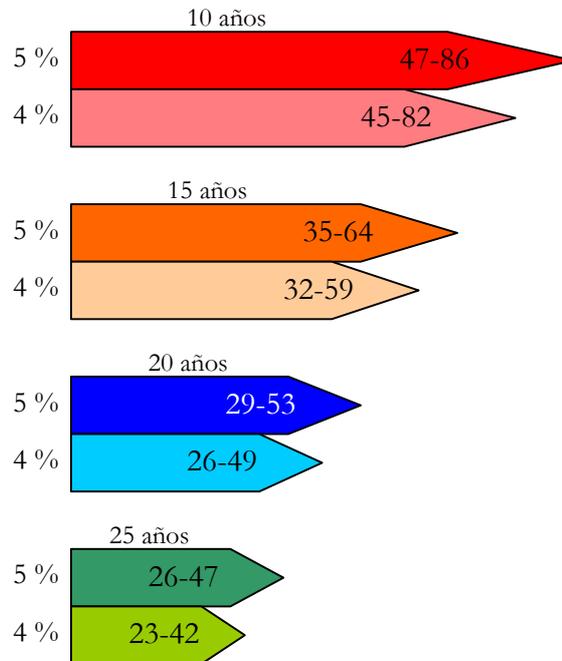
En cuanto a los porcentajes representativos de cada parte de la inversión y los períodos de amortización típicos para dichas partes, en la tabla siguiente se muestra de forma esquemática:

	% Inversión respecto total	Período amortización (años)
Edificación y urbanización	8-12	20
Conducciones	12-16	15
Membranas (incluye limpieza)	25-32	8
Bombeo	15-20	12
Pretratamiento (filtros, aditivos)	8-10	15
Equipos eléctricos	9-13	15
Instrumentación y control	2-4	12
Otros (posttratamiento, repuestos)	3-5	15

Tabla 9.8. Porcentaje de inversión y período de amortización del equipamiento de una EDAM.

Fuente: Medina (2000), Fariñas (1999) y elaboración propia.

Debe quedar claro que los períodos de amortización han sido reducidos por obsolescencia tecnológica más que por su posibilidad de operación transcurrido el periodo de tiempo especificado, a la vista de la evolución de este proceso en los últimos años. No obstante, hay constancia de períodos de tiempo mayores como criterio de amortización en nuevas plantas de reciente construcción (25 años). La siguiente tabla muestra el coste de amortización de las EDAM en función del período medio estimado, con una tasa de interés estudiada del 4 y del 5%, consideradas las más realistas para una inversión actual.



Gráfica 9.7. Coste de amortización de las EDAM (ptas/m³) dependiendo del período medio de amortización de la misma, tasa de interés y tamaño de la instalación.

Fuente: Elaboración propia.

9.2.3.3. Coste del personal y mantenimiento.

El tamaño de planta vuelve a ser crucial a la hora de calcular este tipo de costes. Las pequeñas instalaciones de tipo turístico suelen funcionar sin apenas mantenimiento o con el mismo personal dedicado a otras actividades dentro del complejo turístico. Además existe otro factor adicional que incrementa la variabilidad de este coste: el carácter estacional de este tipo de plantas afecta directamente al coste de personal asociado. Conforme la planta va adquiriendo capacidad, empieza a ser necesario mantener personal fijo en la instalación, con ayuda especializada en caso de situaciones de avería. Cuando la planta tiene una capacidad considerable (> 30.000 m³/día) es necesaria una plantilla mínima de 20 personas para su gestión y mantenimiento que permita una producción continuada y sin mermas.

Teniendo en cuenta todos estos condicionantes, el coste medio asociado al personal y mantenimiento de la planta puede estimarse en 8-17 ptas/m³.

9.2.3.4. Coste de aditivos químicos.

Los reactivos químicos utilizados en los diversos procesos realizados en una EDAM dependen fundamentalmente de la calidad del agua bruta a tratar, y también de la calidad del producto requerida. La siguiente tabla contiene los principales reactivos (no se incluye

la dosificación) utilizados en las fases de pretratamiento, posttratamiento y lavado de membranas.

Fase de proceso	Producto	Función
Pretratamiento	Hipoclorito sódico	Desinfección
	Coagulantes	Apoyo en la filtración
	Acido sulfúrico	Regulación del pH
	Polielectrolitos	Floculación
	Dispersantes	Control precipitación
	Bisulfitos	Eliminación cloro
Limpieza membranas	Diversos	Lavado químico
Posttratamiento	Hidróxido cálcico	Control pH y acidificación
	Anhídrido carbónico	Carbonatación
	Hipoclorito sódico	Desinfección

Tabla 9.9. Reactivos consumidos en diversos procesos en una EDAM.

Fuente: Fariñas (1999) y Medina (2000).

El coste repercutible al agua desalada por este concepto se puede cifrar en torno a las 3-9 ptas/m³, teniendo en cuenta la gran influencia de la calidad del agua bruta aportada a este coste. **Generalmente las pequeñas instalaciones no suelen tener un pretratamiento y posttratamiento tan completo como el expuesto**, por lo que en este caso este coste suele ser directamente proporcional al tamaño de planta.

9.2.3.5. Coste de reposición de membranas y arenas.

Este es un coste no imputable a tecnologías de evaporación. Suele ser muy variable, dependiendo de las frecuencias de lavado y del control de operación de la planta, incluso hay plantas que con numerosos lavados no suelen reemplazarlas. Normalmente los fabricantes dan una garantía de un porcentaje de reposición típico para una duración determinada, si el porcentaje es mayor del de garantía la reposición corre a cuenta del fabricante, y a cuenta del operador en caso contrario. El coste de reposición de membranas, puede evaluarse de 2 a 6 ptas/m³.

También debe mencionarse la reposición de la arena de los filtros perdida con los lavados periódicos, aunque ésta tiene una periodicidad de 7 a 10 años.

9.2.3.6. Coste total del agua en una EDAM y conclusiones.

Teniendo en cuenta que el coste final del agua desalada depende fuertemente como hemos visto en los apartados del tamaño y calidad del agua aportada y a entregar, recopilando los diversos conceptos de costes asociados podemos analizar el coste final del agua desalada en una EDAM. **Tomando como criterio de amortización 20 años y una tasa de interés del 5%, estos costes varían entre 63 y 130 ptas/m³ en una EDAM.**

Los valores de los costes mínimos calculados coinciden plenamente con los datos de explotación de grandes plantas de desalación con tecnología actual: la EDAM Bahía de Palma, ampliada actualmente a 54.000 m³/día tiene unos costes de explotación de 62 ptas/m³ (Sanz, 2000). El gobierno canario oferta el precio del agua desalada a 82 ptas/m³, de ellos descontando el beneficio industrial el coste real de explotación para un inversor está en torno a las 65 ptas/m³ (Hernández, 2000). La nueva planta de Carboneras, con 120.000 m³/día de capacidad ampliables hasta los 240.000 m³/día, el precio que se pagará a la empresa explotadora es de 60 ptas/m³.

9.3. Costes de desalación de aguas salobres.

La desalación de aguas salobres soporta unos costes muy inferiores a los necesarios para desalar agua de mar. Sin embargo, sólo es económicamente rentable utilizando tecnologías de membrana, ya que si se utilizan tecnologías evaporativas el gasto energético y de inversión es idéntico al de la desalación de agua de mar.

En este apartado sólo se van a analizar los costes de explotación de la desalación de aguas salobres, aunque como se ha expuesto en el apartado 8, la problemática medioambiental asociada con los vertidos de rechazo de aguas salobres debe tenerse seriamente en cuenta. La construcción de salmueroductos de evacuación de dichos rechazos podría aumentar peligrosamente el coste del agua salobre desalada, hasta el punto de perder la rentabilidad de la explotación de la desaladora.

9.3.1. Desalación por ósmosis inversa.

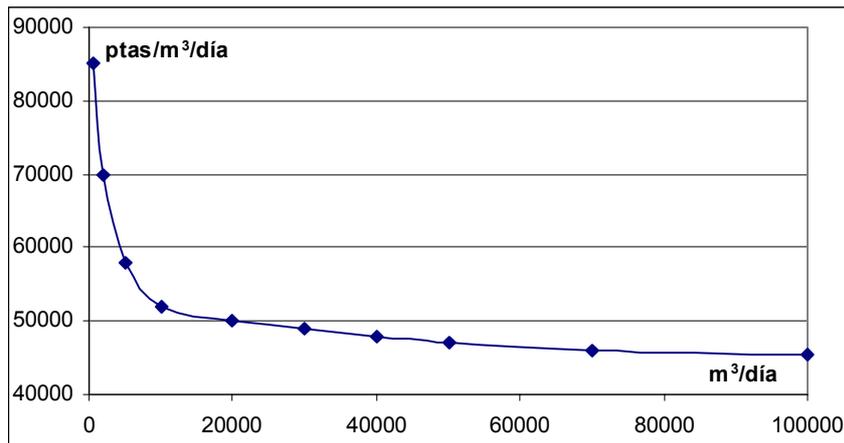
Aunque en esencia la instalación de una estación desaladora de aguas salobres (EDAS) es idéntica a la de una estación de agua de mar (EDAM), **los costes que soporta son mucho menores**, ya que tanto el pretratamiento, como el número de módulos, equipo de bombeo, presión de operación y posttratamiento son menos intensivos, incidiendo positivamente en el coste final del agua.

9.3.1.1. Coste energético de las EDAS.

El consumo específico derivado depende de la salinidad del agua bruta, el porcentaje de recuperación deseado, el tamaño de planta y la calidad requerida. También la captación tiene su peso importante ya que si el acuífero está muy profundo el coste de su extracción puede ser muy cercano al de bombeo para el fenómeno de ósmosis. En general, podemos decir que en el rango de 2.000 a 10.000 ppm. de TDS, el consumo específico asociado para instalaciones de mediana-grande capacidad y porcentaje medio de recuperación (en torno al 75%) varía de 1 a 2 kWh/m³. **Ello significa que el coste eléctrico para desalación de aguas salobres supone tan sólo de 7 a 20 ptas/m³**, manteniendo los precios de la electricidad expuestos anteriormente.

9.3.1.2. Coste de inversión.

Al igual que las EDAM, las EDAS sufren una fuerte reducción del precio por m³/día de capacidad, aunque en el caso de plantas de gran tamaño no es tan espectacular. **Como término medio, podemos decir que para instalaciones pequeñas y medianas el coste de inversión es la tercera parte de los de una EDAM, y para grandes instalaciones algo menos de la mitad requerida para desalar agua de mar.** La gráfica siguiente muestra el coste de inversión medio para una EDAS en función de su tamaño.



Gráfica 9.8. Coste de inversión de una EDAS (ptas/m³/día) dependiendo del tamaño requerido.

Fuente: Fariñas (1999) y elaboración propia.

El porcentaje del equipamiento respecto del total y el período de amortización puede considerarse prácticamente el mismo que para el caso de agua desalada de mar. La tabla siguiente resume el coste de amortización derivado en estas explotaciones.

Tiempo amortización (años)	10	15	20	25
Coste amortización al 4 % de interés (ptas/m ³)	18-28	13-21	11-17	9-15
Coste amortización al 5 % de interés (ptas/m ³)	19-30	14-22	12-18	10-16

Tabla 9.10. Coste de amortización de las EDAS dependiendo del período medio de amortización de la misma, tasa de interés y tamaño de la instalación.

Fuente: Elaboración propia.

En este coste de amortización se ha considerado una inversión correspondiente a una planta con un cierto nivel de automatización e infraestructuras y edificación de carácter permanente. En el caso de pequeñas instalaciones para el riego en las que dichas premisas no se cumplan, el coste de inversión puede reducirse casi hasta la mitad, con lo que el coste de amortización asociado a este tipo de plantas debe considerarse algo menor al expuesto aquí.

9.3.1.3. Coste de mantenimiento y personal.

El coste debido a esta partida es prácticamente el mismo a una instalación EDAM, pero el tamaño medio de este tipo de plantas suele ser menor que las anteriormente mencionadas y por lo tanto este coste es en general más reducido que en la desalación de aguas salobres, incorporando un coste medio de 5 a 13 ptas/m³.

9.3.1.4. Coste de aditivos químicos.

Normalmente no son necesarios tantos agentes como en el caso de las EDAM, máxime cuando la mayoría de estas instalaciones van a ser utilizadas para riego. Un coste de 2 a 5 ptas/m³ es el que debe asignarse a esta partida para las EDAS.

9.3.1.5. Coste de reposición de membranas.

El porcentaje de reposición de membranas puede ser incluso superior a los de las EDAM, pero su menor coste de adquisición supone un coste menor al obligado en el caso de desalación de agua de mar. Dicho coste es un cargo adicional de 2 a 4 ptas/m³.

9.3.1.6. Coste total asociado a la desalación de aguas salobres.

Como ha podido verse en los subapartados todos los costes asociados a la desalación de aguas salobres son menores que los de agua marina. **El rango obtenido varía desde las 28 ptas/m³ en el mejor de los casos hasta 60 ptas/m³ en caso de pequeñas instalaciones con extracción problemática.** La amortización tomada es la misma adoptada para el caso de las EDAM.

A la vista de estos costes, no es de extrañar la proliferación de EDAS en zonas del levante español con graves problemas de salinidad y contaminación de sus acuíferos sobreexplotados, para riego de cultivos intensivos de alta rentabilidad y alto consumo hídrico por Ha. El coste obtenido es bastante cercano al del trasvase Tajo-Segura.

9.3.2. Desalación por electrodiálisis.

Aunque la tecnología de la electrodiálisis no está tan extendida como la de osmosis inversa, **en el caso de aguas salobres de salinidad baja (en torno a los 1.000-1.500 TDS) la tecnología ED puede competir con las EDAS,** además de ser una tecnología también utilizable en la depuración de aguas residuales (ver capítulo siguiente).

Como hemos dicho antes, el consumo eléctrico es del mismo orden que el de la ósmosis inversa para bajas salinidades, y además necesita menor uso de reactivos. El mantenimiento de la instalación también es más sencillo que una EDAS (la reposición de membranas también supone un coste menor), aunque la inversión inicial es ligeramente superior al agua osmotizada. En la tabla siguiente se muestran los costes asociados a esta opción, que como hemos remarcado queda limitada a aguas salobres de bajo contenido salino.

Descripción del coste	ptas/m ³
Consumo eléctrico	10-20
Amortización inversión	15-22
Mano obra y mantenimiento	5-12
Reposición membranas	1-2
Aditivos químicos	1-3
TOTAL	32-59

Tabla 9.11. Descripción de costes obtenidos por ED para desalación de aguas salobres.

Fuente: Elaboración propia.

9.4. Resumen

En la desalación de aguas marinas, **las plantas de ósmosis inversa de tamaño considerable son la opción más barata con diferencia en la situación actual del mercado energético. Los costes de inversión ya están por debajo de las técnicas evaporativas, por lo que se supone que será predominante en nuestro país en los próximos años.** La evolución tecnológica de los diversos tipos de membranas va a contribuir seguro a un abaratamiento de costes del agua desalada por OI impensable unos años atrás.

En la desalación de aguas salobres, **la elección de la ED o la OI como tecnología de desalación va a depender fundamentalmente de la calidad del agua aportada, que permita una mejor operación sin afectar a sus membranas.**

Agua	Método	Coste (ptas/m ³)
Marina	MSF	121-178
	MED-TVC	85-117
	CV	130-174
	OI	63-130
	Cogeneración	60-80
Salobre	OI	28-60
	ED	32-59

Tabla 9.12. Resumen de costes obtenidos por tecnologías de desalación.
Fuente: Elaboración propia.

10. REUTILIZACIÓN DE AGUAS.

10.1 Introducción

La recuperación de la calidad del agua mediante la depuración de las aguas residuales en las estaciones correspondientes (EDAR) y su posterior reutilización es una forma de aumentar los recursos disponibles además de minimizar el impacto de su vertido al medio ambiente en las zonas con escasez de agua. **En la actualidad, ya se reutilizan alrededor de 200 hm³/año, pero el horizonte para el año 2015 es de 1.100 hm³/año, cuando la mayoría de las EDAR de poblaciones de más de 5.000 habitantes depuren sus aguas (MIMAM, 2000).**

Se debe distinguir muy claramente entre una reutilización directa y la reutilización indirecta a través de cursos naturales. En los sistemas de explotación interiores las aguas residuales se vierten más o menos tratadas a ríos o embalses, y pueden ser diluidas aguas abajo para ser parcialmente reutilizadas en zonas aguas abajo para nuevos usos urbanos, industriales o agrícolas. Sin embargo en zonas costeras las aguas residuales suelen ser evacuadas al mar a través de emisarios, cauces o acuíferos sin posibilidad de aprovechamiento posterior. Por lo tanto, es en esas zonas costeras o en zonas interiores con problemas de abastecimiento donde se puede plantear la reutilización directa y planificada del agua residual hasta su aprovechamiento sin dilución previa.

Un factor a tener en cuenta en la reutilización de aguas es la aceptación pública del reciclado, una barrera hasta ahora insalvable en ciertos lugares. A los seres humanos nos encanta creer que el agua que usamos es siempre nueva, que es un bien inagotable. Pensar que estamos utilizando o reusando un agua reciclada, y más si su procedencia es urbana, repugna de antemano. A veces una cuestión semántica puede resolver el problema: por ejemplo si se nos dice que se trata de un agua regenerada, estaríamos más inclinados a usarla. La calidad del agua depurada debe ser el mayor empuje para la progresiva aceptación de este nuevo recurso. Los astronautas llevan mucho tiempo consumiéndola, tal vez su aceptación sea de algún modo forzosa en este tipo de situaciones sin otra alternativa posible.

En la actualidad, utilizando una cuidadosa metodología de investigación previa y adecuados tratamientos avanzados, **se puede reutilizar agua residual urbana para cualquier uso**, incluido el de agua potable para uso humano. Por lo tanto, son necesarios dos pasos principales para cualquier proyecto de reutilización de ARU:

- Definir los niveles de calidad adecuados para el uso previsto.
- Establecer los procesos de tratamiento necesarios (suelen llamarse terciarios avanzados) para la calidad del efluente recomendada.

En los siguientes apartados describiremos cada uno de esos dos pasos. Un último apartado incluirá los costes asociados a cada uno de las soluciones de tratamiento posibles.

10.2. Calidad requerida para los diferentes usos.

Para que la reutilización sea posible como fuente alternativa de abastecimiento y ofrezca seguridad desde el punto de vista sanitario y ambiental, es imprescindible que el agua residual se depure hasta que reúna la calidad apropiada a su nuevo uso. **Así, para**

cualquier aplicación relacionada con el contacto o la alimentación humana/animal, el agua no debe contener organismos patógenos y sustancias tóxicas; para la recarga de acuíferos el agua debe tener características de agua mineral, para el uso en calderas no debe contener sales, para el regadío puede contener materia orgánica y nutrientes pero no metales ni oligoelementos hasta concentraciones tóxicas...

Sin embargo son diversos y hasta heterogéneos los criterios de calidad establecidos en los distintos países. En España, que no tiene en estos momentos una normativa de reutilización, se ha elaborado un borrador como propuesta de decreto que presumiblemente puede ser aprobado en breve (MIMAM, diciembre de 1999). En el mismo **se establecen 14 posibles usos para el agua reutilizada:**

1. Usos domiciliarios
 - Riego de jardines privados.
 - Descarga de aparatos sanitarios.
 - Sistemas de calefacción y refrigeración de aire domésticos.
 - Lavado de vehículos.
2. Usos y servicios urbanos.
 - Riego de zonas verdes de acceso público (campos deportivos, campos de golf, parques públicos, etc.)
 - Baldeo de calles.
 - Sistemas contra incendios.
 - Fuentes y láminas ornamentales.
3. Cultivos de invernadero.
4. Riego de cultivos para consumo en crudo. Frutales regados por aspersión.
5. Riego de pastos para consumo de animales productores de leche o carne.
6. Riego de cultivos destinados a industrias conserveras y productos que no se consuman crudos. Riego de frutales excepto por aspersión.
7. Riego de cultivos industriales, viveros, forrajes ensilados, cereales y semillas oleaginosas.
8. Riego de bosques, industria maderera, zonas verdes y de otro tipo no accesibles al público.
9. Refrigeración industrial, excepto industria alimentaria.
10. Estanques, masas de agua y caudales circulantes, de uso recreativo en los que está permitido el contacto del público con el agua.
11. Estanques, masas de agua y caudales circulantes ornamentales, en los que está impedido el contacto del público con el agua.
12. Acuicultura (biomasa vegetal o animal).
13. Recarga de acuíferos por percolación localizada a través del terreno.
14. Recarga de acuíferos por inyección directa.

Recaltar que **no se permite el consumo humano**, que en los casos 10 y 11 no debe haber olores, que no se pueden cultivar moluscos filtradores y que cualquier nuevo uso debe ser regulado previamente.

Los criterios de calidad especificados para cada uso son los siguientes, resumidos en la tabla aneja:

Criterio calidad	Componente	Límite
Biológicos	Huevos nematodos intestinales	< 1 huevo/l todos usos excepto 9 y 11

	Escherichia Coli	0 ufc/100 ml para usos 1 y 14. < 200 ufc/100 ml para 2, 3, 4 y 10. < 1.000 ufc/100 ml para 5, 6, 12 y 13. < 10.000 ufc/100 ml para 7 y 9. Sin límite para usos 8 y 11.
Físico-químicos	Sólidos en suspensión	< 10 mg/l para usos 1 y 14. < 20 mg/l para usos 2, 3 y 4. < 35 mg/l para resto usos.
	Turbidez	< 2 NTU para usos 1 y 14. < 5 NTU para usos 2, 3 y 4. Sin límite en el resto de usos.
Otros	Legionella Pneumophila	0 ufc/100 mL para uso 3 y 9.
	Taenia Saginata y Solium	< 1 huevo/L para uso 5.
	Nitrógeno total	< 50 mg/L para uso 13. < 15 mg/L para uso 14.

Tabla 10.1. Calidad del agua requerida dependiendo del uso especificado.

Fuente: Prats (2000).

Las comunidades autónomas pueden añadir otros parámetros químicos o incluir criterios más restrictivos a los especificados anteriormente.

De acuerdo con estos parámetros indicados anteriormente, la gran mayoría de las EDAR españolas no son aptas para ser reutilizadas directamente, a pesar de tener tratamiento terciario para eliminar nutrientes. Por lo tanto es necesario realizar tratamientos complementarios para mejorar su calidad hasta su aptitud para el uso, por eso las instalaciones de reutilización suelen llamarse tratamientos terciarios avanzados.

10.3. Tratamientos de aguas residuales para reuso.

La siguiente tabla muestra los diferentes tratamientos complementarios posibles en función de qué componente es necesario eliminar del efluente proveniente de una EDAR.

Componente	Método eliminación
Sólidos en suspensión y turbidez	Filtración convencional en medio poroso Microfiltración.
Microorganismos patógenos	Desinfección por UV, MF, UF, NF, Cl, ozono o lagunaje
Metales pesados	Precipitación química
Compuestos de fósforo	Precipitación química Eliminación biológica
Compuestos nitrogenados	Eliminación biológica
Tóxicos orgánicos	Adsorción Ultrafiltración
Sales disueltas	Osmosis inversa Electrodialisis Intercambio iónico

Tabla 10.2. Tratamientos de eliminación de elementos y componentes nocivos de aguas depuradas.

Fuente: Prats (2000) y elaboración propia.

La calidad del agua residual bruta es determinante para diseñar el proceso de tratamiento, que será más complejo y costoso cuanto más contaminantes haya que eliminar. **Lo que sí parece claro es que es necesario eliminar la propia salinidad provocada por el consumo doméstico, haciendo que su contenido en sales aumente entre 150 y 400 mg/l.** En cada caso hay que realizar un estudio específico en el que, a partir de las necesidades de reutilización de la zona, se tenga en cuenta la calidad del efluente de la depuradora, se definan los tratamientos complementarios y las modificaciones necesarias en el proceso de depuración. **En este estudio deben incluirse los beneficios y costes asociados a cada uno de los nuevos usos para verificar la viabilidad económica y medioambiental de la reutilización frente a otras fuentes de aprovisionamiento.**

10.3.1. Desalación de aguas provenientes de una EDAR.

La desalación de aguas provenientes de una estación depuradora de aguas residuales es una técnica necesaria en la reutilización de aguas depuradas. **Además de la desalación, dichas instalaciones llevan consigo un pretatamiento necesario para la operación de las membranas para OI o ED, que a la vez permiten la eliminación de componentes nocivos inmersos en las aguas residuales (ver tabla anterior).**

10.3.1.1. Desalación por ósmosis inversa.

La ósmosis inversa al ser una técnica de hiperfiltración donde el agua pasa a través de la membrana, exige que los niveles de sólidos en suspensión y materia viva (materias, algas, etc.) sean lo más pequeños posibles al objeto de evitar un rápido ensuciamiento de la membrana. En la práctica no suelen permitir índices de atascamiento SDI_{15} mayores a 3, y una turbidez menor que 0.2 NTU. Las membranas más usadas para esta aplicación eran hasta hace poco tiempo las de acetato de celulosa, debido a su capacidad para trabajar con cloro continuo, pero deben trabajar en medio ácido para evitar su hidrólisis. En los últimos años se ha pasado a utilizar membranas de poliamida aromática que tienen como ventaja sobre las de acetato de celulosa, una menor presión de operación, una mejor calidad de producto y la no necesidad de mantener un pH determinado.

10.3.1.2. Electrodialisis reversible.

Su recuperación suele ser superior al de las membranas de OI (en torno a 80-90%), pero tiene la desventaja de remover sólo las partículas cargadas eléctricamente. **Como posee una autolimpieza cíclica por el cambio de polaridad, generalmente cuatro veces por hora, posee unas exigencias menores de calidad en el efluente,** permitiendo un índice de atascamiento SDI_{15} altos y turbideces menores que 5 NTU. Se intuye claramente que las necesidades de pretratamiento son menores que en el caso de usar OI para el mismo tratamiento.

10.3.1.3. Pretatamientos necesarios para la desalación de ARU.

Hay varios pretratamientos si desalamos ARU. Como anteriormente se comentó algunos de ellos tienen efectos depuradores además de proteger a las membranas desaladoras. Por ejemplo los siguientes:

- Filtración granular: Etapa de filtrado para el caso de utilización de EDR, que usa filtros monocapa y multicapa de antracita.
- Clarificación-filtración: También es solo necesario en el caso del uso de la EDR, ya que como hemos dicho anteriormente este tipo de elementos no los puede eliminar y además ensucian las membranas.
- Clarificación con cal-filtración: Puede usarse para ambos procesos desaladores, pero su coste suele ser muy alto a pesar de la calidad obtenida.

- Filtración: Se usa para reducir la turbidez en el caso de utilizar la OI como proceso desalador.
- Microfiltración (MF): Se integran en la instalación para evitar los grandes problemas de ensuciamiento de las membranas posteriores. Su mayor diferencia con respecto a las membranas de OI normales para desalación es su capacidad filtrante (por tanto mucho más susceptibles de ensuciamiento también). **La microfiltración realiza una separación de partículas de hasta 0.1 micra** (las membranas de OI tienen una selectividad menor de 0.04 micras y las de ED es de 0.03 micras) y están construidas de fibra hueca de mayor diámetro que las tradicionales, y trabaja de forma discontinua. El pequeño tamaño de los poros de estas membranas les permite además la retención de bacterias y parte de los virus.
- Ultrafiltración (UF): Es muy parecido al anterior, pero en este caso también existen membranas de arrollamiento en espiral. **La selectividad de este tipo de membranas es mucho mayor que la MF, llegando a las 0.01 micras.** Su poder de limpieza frente a virus y bacterias es ya muy considerable, reteniendo un porcentaje elevadísimo de todos ellos.
- Nanofiltración (NF): **Su selectividad es aún mayor, en el rango de 0.01 a 0.001 micras.** Como el tamaño mayor de los virus conocidos es mayor de 0.003 micras, el proceso de nanofiltración elimina todos agentes patógenos conocidos.

A modo de resumen se incluye en las siguientes tablas el tamaño medio de diversos componentes constituyentes de un agua residual y la capacidad selectiva de algunos métodos y procesos utilizados en depuración de aguas residuales.

Componente	Dimensiones (micras)	Tamaño
Algas	1-700	Partícula
Arenas	100-2000	Partícula
Limos	20-100	Partícula
Arcillas	0,1-10	Partícula
Polen	20-60	Partícula
Bacterias	0,7-80	Macromolécula
Virus	0,003-0,03	Molécula
Sales disueltas	0,0008-0,004	Ión
Iones metálicos	<0,0006	Ión

Tabla 10.3. Tamaño de componentes existentes en el agua.
Fuente: Medina (2000).

Proceso	Grado separación (micras)
Filtración multicapa	> 100
Filtración cartuchos	> 1
Filtración sobre precapa	> 0,5
Microfiltración	> 0,1
Ultrafiltración	> 0,01
Nanofiltración	0,001-0,01
Ósmosis inversa	< 0,04
Electrodialisis	< 0,03

Tabla 10.4. Selectividad de diferentes procesos de separación comentados anteriormente.
Fuente: Medina (2000).

Debe resaltarse que muchos de los pretatamientos antes descritos pueden funcionar de manera aislada como único tratamiento en el caso de que no sea necesario reducir la salinidad residual de salida de un efluente de una EDAR.

10.3.2. Otros tratamientos.

También pueden destacarse otros tratamientos que no se han incluido como pretatamientos de las instalaciones de reutilización de aguas residuales por desalación (Martínez, 2000). Entre ellos cabe destacar dos tratamientos:

- Fisico-químicos: Inclusión de coagulantes, polielectrolitos para favorecer la floculación y depósitos de decantación lamelar. También hipoclorito sódico para desinfección convencional.
- Rayos ultravioleta: La desinfección por lámparas de rayos ultravioleta (UV) puede ser una alternativa perfectamente comparable a la de desinfección por hipoclorito sódico. Se detecta una disminución clara de su efectividad con el grado de turbidez y sólidos suspendidos.

10.4. Costes de la reutilización de ARU.

El coste asociado a las instalaciones de reuso de aguas residuales está claramente condicionado por las especificaciones requeridas para su nuevo uso y las singularidades del agua proveniente generalmente del tratamiento secundario de la depuradora. No obstante se van a proporcionar algunos datos, a título orientativo para analizar su rentabilidad frente a otras alternativas, principalmente a la desalación de aguas salobres. **El análisis económico se realizará para aguas de riego, la de menos exigencias de calidad para su reuso.**

Dejando a un lado los pretatamientos fisico-químicos y la desinfección por rayos ultravioleta, de coste superior al resto de propuestas, **la mayoría de instalaciones de este tipo constan de una pequeña etapa de filtrado/decantación, que normalmente también sirve para controlar las fluctuaciones de caudal provenientes de la EDAR. Después suele colocarse una etapa de microfiltración MF, y finalmente una etapa de ósmosis inversa OI o electrodiálisis reversible EDR.** (Rubio, 2000; Cortés, 2000).

El consumo eléctrico asociado a la etapa OI/EDR se sitúa en torno a los 0.7-1.5 kWh/m³, y el coste de la microfiltración es bastante menor, alrededor de 0.5 kWh/m³. En cuanto a las presiones de operación de las membranas, el valor típico si instalamos OI es de 12 bar, y una presión de 2 bar para el proceso MF. Por tanto el coste de la electricidad consumida es de 9 a 11 ptas/m³.

El coste de los reactivos químicos suele girar alrededor de 5 ptas/m³. El coste de reposición de membranas nunca sobrepasa las 3 ptas/m³, y el mantenimiento se puede valorar en una franja de 2 a 10 ptas/m³, ya que la dedicación necesaria puede variar mucho según la calidad del efluente.

Finalmente, el coste de inversión de este tipo de instalaciones es menor que el de una EDAS, evaluándose en torno a las 10-15 ptas/m³, considerando los mismos criterios de amortización que los aplicados para la desalación de aguas saladas.

Sumando todos los costes de explotación de estas plantas y la amortización necesaria, podemos concluir que los costes de una instalación “típica” que consta

de filtro-MF-OI/EDR tiene un coste del agua reutilizada de 29 a 44 ptas/m³, un coste perfectamente asumible para el riego de cultivos intensivos.

Por lo tanto, la reutilización de aguas provenientes de una EDAR puede ser en muchos casos al menos a los mismos precios que la desalación de agua salobre. Teniendo en cuenta en que en el proceso descrito aquí se mejora la calidad de las aguas residuales que quizás se verterían a un cauce o rambla, y que la problemática de la sobreexplotación de acuíferos frena considerablemente la expansión a gran escala de las EDAS, este proceso puede convertirse en los próximos años una alternativa muy seria.

10.5. Consideraciones finales sobre la reutilización de ARU.

Es necesario señalar que la reutilización de aguas provenientes de una EDAR es una técnica relativamente novedosa respecto de la desalación, y está supeditada a la instalación de las estaciones depuradoras en las poblaciones. En España no está tan desarrollada como en otros países como en los EEUU, que suelen utilizar plantas de NF/OI para reciclar aguas degradadas. Sin embargo la evolución en los últimos años es bastante esperanzadora. Hay experiencias interesantes como el reciclado de las ARU de la metrópoli madrileña para el riego de sus parques y jardines, el plan de aprovechamiento integral directo de los efluentes depurados de la comarca almeriense de Campo de Dalías (con graves problemas de sobreexplotación de acuíferos), con un volumen de agua depurada actual de alrededor de 9 hm³/año (Cortés, 2000), o diversas explotaciones en las Islas Canarias como el sistema de reutilización Santa Cruz-Valle de San Lorenzo, que permite el riego de la parte sur en Tenerife de 750 ha. de regadío (Marrero, 2000), o la planta desaladora de reutilización de Cardones (Gran Canaria), utilizada principalmente para el riego de plataneras.

Respecto a la Comunidad Autónoma Murciana, en la actualidad tiene proyectadas 11 depuradoras en diversas localizaciones (Yecla, Jumilla, Albarán, Villanueva del Segura, Mula, La Hoya, Mazarrón, Fuente Álamo, Puerto Lumbreras, Águilas) que resolverán al menos parcialmente la grave situación de la Cuenca del Segura, sobre todo en cuanto a la eliminación de la carga orgánica vertida de sus fábricas de conservas alimentarias. Ello generará ya a partir de mediados del año que viene unos efluentes de 65 hm³/año, de los cuales podrá obtenerse una parte considerable (en torno al 60-70%). Desde luego la reutilización de aguas residuales debe considerarse como un aporte más de recurso pero no soluciona el déficit hídrico estructural de la cuenca, establecido en 460 hm³/año, en el caso de que el consumo agrícola sea varias veces superior al humano.

En el Plan Hidrológico Nacional, **el volumen de ARU reutilizadas se contabiliza como recurso hídrico en el Plan Hidrológico de cada cuenca hidrográfica, cosa que no hace para el volumen de aguas desaladas.** En cuanto a la cantidad especificada de reutilización obtenida, al menos en la Cuenca Hidrográfica del Segura es muy razonable (100 hm³/año), aunque bastante escasas para la Cuenca del Júcar (103 hm³/año) y las Cuencas Internas de Cataluña (50 hm³/año en su zona centro) (MIMAM, 2000).

En resumen, **la desalación de aguas residuales es una técnica muy interesante para el riego de parques y jardines, a un precio inferior al agua desalada e incluso el agua obtenida de una transferencia intercuencas. Pero es necesario recordar que necesita un diseño específico en función de las características del agua residual**

aportada, y por lo tanto del tratamiento secundario y terciario realizado en la estación depuradora de aguas residuales (EDAR).

11. LA GESTIÓN INTEGRAL DE LA PRODUCCIÓN DE AGUA COMO ALTERNATIVA AL PHN.

Hasta ahora, en el informe todos los procesos se habían tratado de forma individualizada, es decir, no se había pensado en un diseño de planta integrada que se nutra de varios tipos de recursos hídricos no consumibles (aguas marinas, salobres y depuradas) y a través de una gestión global, realizando el proceso más adecuado a cada tipo de aguas, proporcionar el agua de calidad suficiente a cada uso de la población. **La integración puede pensarse como alternativa real al PHN para el abastecimiento de ciudades, en base a su menor coste final obtenido para la ciudad.**

Quizás la gestión integrada de recursos hídricos es más entendible a través de un ejemplo. Partiendo de una ciudad mediterránea típica cercana al mar, con una población estimada de 150.000 habitantes y un consumo medio (y estable a lo largo del año) por habitante de 350 litros por habitante y día. Ello supone una demanda anual de alrededor de 19 hm³, de ella un porcentaje elevado se destina al consumo humano (en este ejemplo ilustrativo se toma el 67%), y el resto al riego de parques y jardines de la ciudad (con colectores propios para evitar la mezcla de aguas). Los porcentajes de recuperación escogidos para los procesos de desalación marina (EDAM), de aguas salobres (EDAS) y de reutilización de aguas residuales (EDAR) son respectivamente del 45%, 80% y 55%, y los retornos del agua de consumo y de riego tras su uso se estiman en un 80% y 20% para su tratamiento en la estación depuradora.

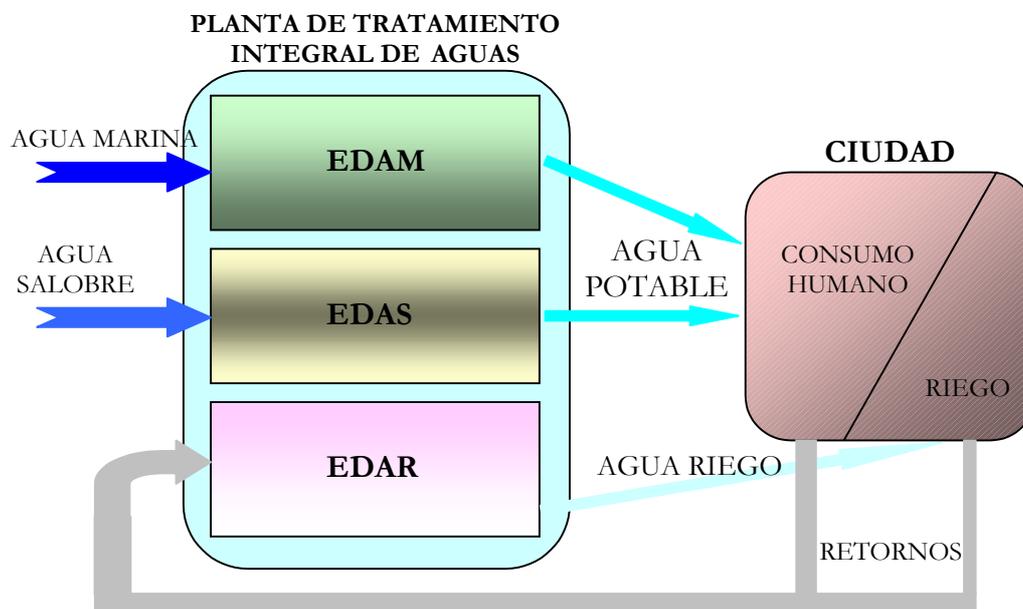
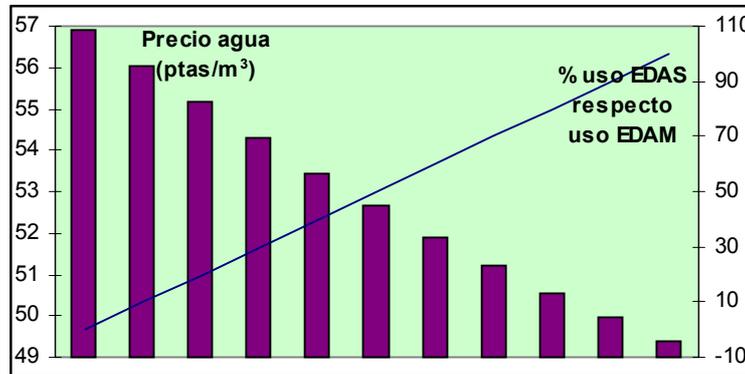


Figura 11.1. Esquema de una planta de abastecimiento integral de aguas saladas y residuales.
Fuente: Elaboración propia.

Se puede estudiar el coste final del agua tratada en esta estación integrada en función de varios parámetros de diseño de la instalación. El precio del agua obtenida por desalación de agua marina, agua salobre y depuración terciaria se estipula en 60, 30 y 32 ptas/m³ para el caso de instalaciones de 50.000 m³/día de capacidad. Como dicha capacidad es mayor que la necesaria para esta ciudad en cualquiera de los tres métodos integrados dentro del

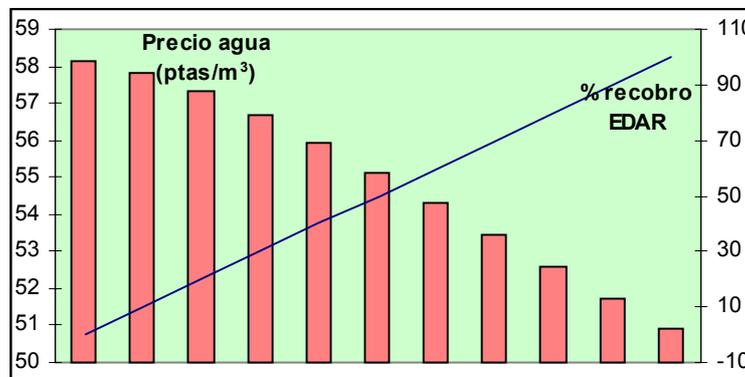
complejo de abastecimiento, dicho coste se incrementa de forma lineal hasta 20, 10 y 10 ptas/m³ para instalaciones de tamaño muy pequeño.

El primer factor digno de estudio es el efecto sobre el coste medio del agua de abastecimiento del porcentaje de aguas salobres extraídas respecto de las marinas. La siguiente gráfica muestra como la utilización de agua salobre en mayor cuantía abarata el coste de abastecimiento medio de la ciudad.



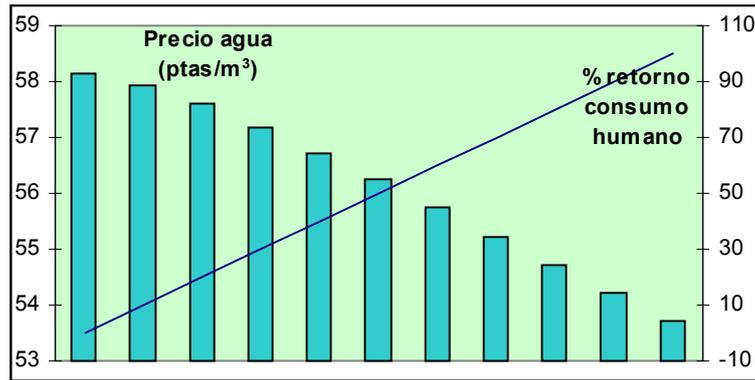
Gráfica 11.1. Efecto del porcentaje de producción de agua dulce desalada a partir de aguas salobres. Fuente: Elaboración propia.

Otro factor interesante es el porcentaje de recuperación de la EDAR integrada dentro del sistema conjunto. Este factor limita la posibilidad de producción de agua apta para el riego de parques y jardines, con lo que debe tenerse en consideración para calcular adecuadamente los consumos de la ciudad.



Gráfica 11.2. Efecto del porcentaje de recuperación de la EDAR en el coste medio del agua de abastecimiento. Fuente: Elaboración propia.

Para finalizar, el porcentaje de retorno de agua de consumo a la planta de reutilización es un factor crítico tanto en el coste final medio del agua que abastece nuestra ciudad ejemplo, como en el porcentaje que puede utilizarse para consumo humano y riego, de forma análoga a la que aparece en la gráfica anterior.



Gráfica 11.3. Efecto de la tasa de retorno de aguas de consumo a la EDAR en el coste medio del agua de abastecimiento de nuestro ejemplo.

Fuente: Elaboración propia.

Este ejemplo muestra cómo **una planificación integrada del abastecimiento de ciudades con procesos de desalación y reutilización de aguas puede ofrecer unos precios muy competitivos con respecto a una alternativa de trasvase, en torno a las 50 ptas/m³. En el caso de ciudades más grandes que la del ejemplo, dicho coste podría reducirse hasta las 40 ptas/m³.**

12. CONCLUSIONES Y CONSIDERACIONES RESPECTO AL PHN

12.1. Costes del agua desalada.

La tecnología actual de desalación de agua de mar permite obtener agua apta para el consumo humano en el margen 60-65 ptas/m³ (puede bajar este precio según el criterio de amortización impuesto), con una previsión claramente a la baja en dichos precios gracias al desarrollo de la tecnología de membranas que se impone en el mercado y a la tendencia de los últimos años. La liberalización del mercado de la energía eléctrica también contribuye a una rebaja general en los precios ya apreciada para todos los consumidores desde el año 1997. **La tecnología de evaporación aprovechando las especiales condiciones actuales del régimen de cogeneración puede producir agua desalada de mejor calidad a precios similares, pero está mucho más supeditada al precio de los combustibles fósiles**, por lo tanto dependiente de la variabilidad de las cotizaciones internacionales del mercado energético.

En cuanto a la utilización de desaladoras para aprovechar aguas salobres o reutilizar las provenientes de las estaciones depuradoras de aguas residuales, está muy claro que ambas tienen unos costes inferiores a la desalación de agua de mar, en torno a las 30 ptas/m³, y que desde luego es menor al coste propuesto en el trasvase propuesto en el PHN de alrededor de 52 ptas/m³. Pero hay que tener en cuenta que **ambas tienen serias limitaciones en cuanto a la disponibilidad de sus recursos de agua bruta**: las aguas salobres proceden de acuíferos generalmente sobreexplotados que pueden empeorar todavía más su calidad si los rechazos se reinyectan en él, como suele decirse puede ser *'pan para hoy y hambre para mañana'*. Las EDAS están especialmente indicadas para el tratamiento de acuíferos costeros que sufren intrusión marina, ya que en este caso los problemas medioambientales que acarrea son evitados (el vertido de salmuera va directamente al mar). Y las aguas procedentes de las EDAR recordemos que como máximo llegarían en torno al 5% del consumo total en España, ya que en la actualidad el consumo humano en España es del 15% y no todas las poblaciones tienen obligación de depurar sus aguas residuales de vertido.

La gestión integrada de los tres procesos, aplicando el balance global de las necesidades urbanas y recursos de naturaleza no renovable (desalación y reutilización), puede obtener precios medios del agua de abastecimiento a ciudades de menos de 50 ptas/m³ para grandes ciudades. Aunque debe tenerse en cuenta que son necesarias ciertas adaptaciones en los sistemas de abastecimiento de las ciudades (agua de calidad diferente para cada uso suministrada por diferentes canalizaciones).

Hay que recordar que el coste medio final del agua para abastecimiento urbano, contando captación, distribución y saneamiento, en España supera las 200 ptas/m³ (exactamente 229 ptas/m³, MIMAM, 2000), con lo que una ligera subida en el precio de captación (el valor medio está en 40 ptas/m³, y es muy superior en el Levante) no supondría una grave alteración en la economía de las familias españolas que consuman agua desalada.

La localización adecuada de este tipo de plantas, muy cercanas a los núcleos de población más importantes del litoral mediterráneo y ciudades incluso con baja altitud es muy importante porque hace prácticamente despreciable el coste del transporte a la red de distribución de las poblaciones abastecidas. Conviene señalar que el coste de

suministro del agua transferida en el trasvase a las ciudades no directamente tributarias del trasvase no está incluido en el análisis económico del trasvase.

Por su naturaleza, **los costes propuestos para la desalación tienen una fiabilidad y constancia mayores que los del trasvase**, teniendo en cuenta que éste es una gran obra de construcción que sufre normalmente incrementos en el coste inicial presupuestado, y las plantas desaladoras sólo dependen del precio de la energía y el coste de la tecnología, en franco decaimiento como toda técnica relativamente novedosa.

12.2. La desalación en el PHN

Respecto a la afección de la desalación de cara a su planteamiento como una hipotética alternativa al PHN, hay que señalar varios frentes de actuación. Pero aquí solo nos vamos a ceñir a los aspectos que afectan directamente a los relativos a la desalación, que es el motivo de este informe, aunque tras un detallado análisis del mismo se perciben ciertas arbitrariedades en su desarrollo y exposición.

En cuanto al análisis de rentabilidad del trasvase propuesto en el PHN, afecta directamente a la desalación ya que **uno de los beneficios económicos generados por el trasvase es suponer que toda el agua trasvasada se desala a un coste medio de 135 ptas/m³**. Teniendo en cuenta los costes obtenidos en este informe, y que el coste de llevar hasta los puntos de distribución es prácticamente nulo ya que la mayoría de desaladoras se instalarían cercanas a las poblaciones abastecidas, que en esta zona están en el mar o a cotas bajas (Murcia está 43 metros sobre el nivel del mar), este coste es sensiblemente superior al real. Por lo tanto, el beneficio económico por la garantía de abastecimiento, principal input de los beneficios en el análisis de rentabilidad del PHN, sería mucho menor al propuesto en el plan, aumentando considerablemente el período de retorno de la inversión necesaria.

Otro factor que no tiene en cuenta el PHN en cuanto a la desalación es su carácter de recurso permanente frente al carácter marcadamente temporal del trasvase. Si se analiza la figura 93 del análisis de sistemas hidráulicos del PHN (MIMAM, 2000), que contiene la cantidad anual derivable del Ebro, se distingue que en la época 1984-1992 dicha cantidad fue sensiblemente inferior a los 1.000 hm³ (consecuencia directa de la disminución de precipitaciones por el efecto invernal), que sí podrían ser suministrados por plantas desaladoras. Este hecho no está introducido en el análisis de costes del trasvase, que supone que siempre sería posible trasvasar esa cuantía anual, y por lo tanto los costes reales de amortización del trasvase se incrementarían considerablemente.

Pero **el recurso hídrico desalado (y no cedido a otra cuenca) añade un beneficio a la cuenca cedente que no se ha contemplado.** Si la cuantía especificada en el trasvase no se deriva hacia la cuenca receptora gracias a la instalación de plantas desaladoras, se podrían crear en la cuenca cedente nuevas extensiones de regadío con esos volúmenes no trasvasados (o simplemente la totalidad de las extensiones prometidas en el segundo horizonte que indica el PHN, aunque en el Plan en repetidas veces se insinúa que nunca se ejecutarán en su totalidad). Entonces sería necesario hacer un análisis detallado idéntico al mostrado de la rentabilidad de las explotaciones de regadío en las cuencas receptoras, en este caso en la cuenca (mal llamada en este caso) cedente. Este beneficio social (este sí es el concepto adecuado de *'Mas agua para todos'* sólo debería añadirse a la alternativa de la desalación de aguas en las zonas deficitarias.

Finalmente, **en los Planes Hidrológicos de Cuenca (PHC), no se contabilizan los volúmenes anuales obtenidos con la desalación de agua de mar, sin embargo si se tienen en cuenta la reutilización de aguas residuales provenientes de las estaciones depuradoras.** Ello se debe a que están pensadas como solución en épocas de sequía prolongada, y en este caso ha quedado muy claro en este informe que la desalación nunca puede ser competitiva con respecto a otras alternativas (sería como realizar las obras del trasvase sin realización de transferencias a la cuenca receptora).

12.3. Consideraciones medioambientales.

En cuanto a los costes medioambientales generados por ambas soluciones, en general necesitan un estudio mucho más profundo que no es abordable en este informe (debe ser abordado por técnicos medioambientales). **El trasvase lleva un impacto ambiental relacionado con la magnitud de las obras a realizar, que afectan principalmente al paisaje y a zonas especialmente delicadas en una zona excesivamente saturada de la presión turística, y además efectos biológicos derivados de la interconexión de cuencas hidrográficas,** en contraposición con la idea de unidad de cuenca hidrográfica que promueve la nueva directiva europea en materia de aguas. El consumo energético necesario para el bombeo en el trasvase es siempre inferior al necesario para los procesos de desalación, pero no despreciable en el caso de las elevaciones desde la Cuenca del Júcar a la del Segura (más de 500 m. de salto real). **En una planta desaladora, sus impactos ambientales asociados se deben al elevado consumo energético (emisiones de CO₂, SO₂ y NO_x), vertido de efluentes cargados de un contenido salino superior al del equilibrio circundante, y el impacto visual y acústico de las instalaciones y tuberías necesarias.** Es necesario realizar un análisis del ciclo de vida (ACV) de ambas soluciones para realizar un análisis más profundo con cifras que permitan un juicio justo de ambas alternativas.

Desde luego la desalación de aguas salobres es ecológicamente insostenible. La instalación de EDAS es una solución que permite seguir sobreexplotando los acuíferos salinizados por el efecto de los fertilizantes, y por lo tanto su utilización contribuye todavía más a su degradación, con su extracción y su recarga parcial con rechazos de concentración todavía más salina (si no se vierte a un colector específico). Esta forma de desalación debería ser evitada en lo posible, ya que **sí se puede afirmar que esta solución a la falta de recursos hídricos va a generar pérdidas irreparables en un futuro no muy lejano.**

Finalmente, **la reutilización de aguas residuales debe ser promovida intensamente** porque permite cubrir en parte la demanda de agua para usos de baja calidad requerida en áreas urbanas. Además, la regeneración de toda agua previamente degradada desde el punto de vista ambiental es siempre encomiable.

12.4. Consideraciones estratégicas y finales.

Teniendo en cuenta que en el trasvase proyectado, tan sólo 440 de los 1.000 hm³/año detraídos están previstos para consumo urbano e industrial, lo que queda muy claro que el coste del agua obtenida por métodos de desalación es perfectamente asumible por la población. Estos costes son prácticamente los mismos a los previstos por el trasvase, mucho menores en el caso de reutilización, y además estarían siempre asegurados: la desalación es un proceso que no crea alarma social en el caso de prolongadas sequías.

Cabe remarcar que 8-12 plantas del tamaño de Carboneras, localizadas convenientemente, suplirían esta demanda con creces, con lo que la cantidad de plantas necesaria no sería excesiva. Teniendo en cuenta que la previsión de incremento del consumo urbano está claramente sobrevalorada en el PHN, siguiendo tendencias alcistas y no de ahorro como viene siendo habitual en los últimos años, y esos 440 hm³ pueden reducirse al menos en un 20%, necesitaríamos solamente 8 plantas como la de Carboneras para abastecimiento urbano. Si además incluimos el planteamiento de la instalación híbrida de desalación-reutilización, no serían necesarias tantas plantas de OI de la capacidad especificada. Aunque debe quedar claro que **la localización y dimensionamiento de plantas desaladoras y de reutilización debe estudiarse de forma individualizada y concienzuda, para cubrir la demanda y obtener el mínimo coste posible del agua para abastecimiento urbano.**

En Oriente Medio la industria desaladora está implantada a un nivel impensable aquí, con capacidades per cápita de más de 2.000 m³/persona y día, y constituyendo la única fuente de recursos hídricos, con lo que la realización de 8-12 grandes plantas de OI no sería inabordable técnicamente en nuestro país, con otras fuentes de suministro energético menos dependientes de la variabilidad del precio en el mercado internacional de combustibles fósiles.

También es muy importante resaltar que **la desalación permite una adaptabilidad a la demanda mucho mayor que una gran obra hidráulica**, sobre todo las plantas de ósmosis inversa, con su tipología modular. Ello permite generalmente una reducción de costes en la misma planta con su ampliación gracias a la economía de escala y el aprovechamiento de las instalaciones ya existentes.

En cuanto a la utilización de la desalación para riego, está claro que está supeditada a la rentabilidad del cultivo. Para aguas salobres o reutilizadas suele ser rentable económicamente, pero en el caso de agua desalada ya es más problemático. Y un trasvase sólo para regadío tendría difícil justificación social, si el abastecimiento para consumo humano ha sido cubierto por desalación y reutilización (el exceso de valoración de demanda para consumo humano en el PHN está tratando de justificar socialmente un agua que va a ser destinada a regadío). **La tendencia futura que se vislumbra en la desalación para la agricultura es el cultivo intensivo de regadío (incluso en invernadero) en cosechas de alta rentabilidad económica (tomate, pimiento, fruta tropical, etc.).** En este tipo de cultivos, otro tipo de costes como el de la mano de obra suelen ser siempre mucho mayores que el precio del agua a pesar de su origen, si éste no excede de unos límites. En Canarias es normal pagar por el agua de 75 a 120 ptas/m³.

ANEXO 1. Descripción y parámetros de operación del proceso MSF

La evaporación por efecto flash (MSF: Multi Stage Flash Distillation) se produce cuando un líquido es calentado hasta una temperatura y mediante una cámara flash se provoca una caída de presión suficiente para que sea menor a la de saturación a esa temperatura, evaporando parte del agua salada. En una planta convencional, el agua salada es calentada gradualmente por el interior de los tubos de los condensadores de la MSF, hasta llegar a un calentador final que usa como fuente de calor la condensación de un vapor proveniente de la planta de potencia. Posteriormente, el agua salada entra de nuevo en los intercambiadores-condensadores, donde en su parte baja tenemos la cámara flash que provoca la evaporación parcial del agua salada. Ese vapor condensa calentando el agua que circula por el interior de los tubos y es recogido en un canal; la pureza de esta agua es casi total (< 10 ppm) aún partiendo de aguas de más de 50.000 ppm. El agua salada no evaporada pasa a la siguiente etapa más concentrada (por eso el proceso se llama multietapa, ya que si no se realiza en cascada consumiría demasiada energía para desalar), y al final parte de dicha salmuera es tirada de nuevo al mar.

Normalmente hay recirculación en el proceso MSF para reducir el aporte de agua bruta a desalar y el consumo de aditivos químicos, pero existen plantas de un único paso (o sea, sin recirculación del agua bruta precalentada), que en general tienen menor eficiencia que las plantas de recirculación. La figura a1.1 muestra una planta típica sin recirculación de salmuera.

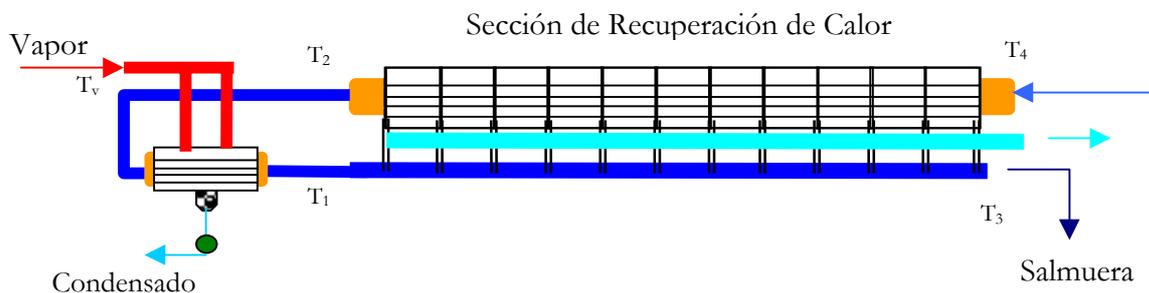


Figura a1.1. Descripción general de una planta MSF sin recirculación de salmuera.
Fuente: Botero (2000).

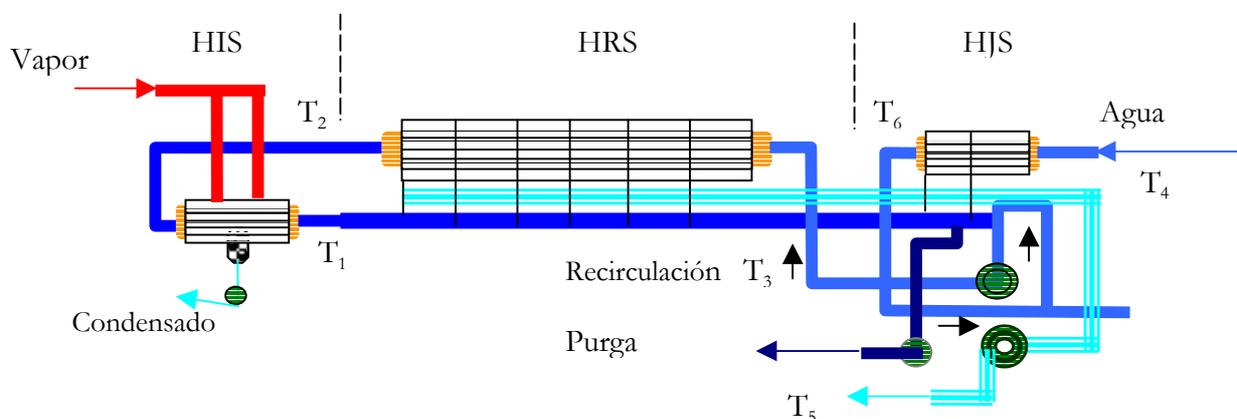


Figura a1.2. Esquema de una planta MSF con recirculación.
Fuente: Botero (2000).

Siguiendo el esquema de la figura a1.2 de una planta con recirculación, la alimentación de la planta (SR a temperatura T_4) se calienta por el interior de los tubos en la Sección de Rechazo (Heat Reject Section, HJS), llamada así porque es donde se tira parte del calentamiento innecesario de la planta (agua bruta tirada CW a la temperatura T_6 en la figura a1.2). El resto del agua salada (llamado aporte o make-up, F) precalentada pasa por un desgasificador (que no aparece en la figura a1.2 por simplicidad) y se mezcla con una porción de la salmuera de la última etapa (la otra porción –purga o blowdown, BD- es tirada al mar como una purga de salmuera) para conseguir finalmente el caudal de recirculado R (a temperatura T_3 en la figura a1.2) que se precalienta en la Sección de Recuperación de calor (o comúnmente llamada Heat Recovery Section, HRS). Dicho caudal sale de esta sección (a una temperatura llamada T_2 en la figura a1.2) y se calienta hasta la temperatura de saturación (máxima temperatura de la salmuera, TBT. o T_1 en la figura a1.2) de la primera etapa de la sección de recuperación en el calentador de salmuera o Heat Input Section (HIS), un condensador que consume vapor generalmente proveniente de una planta de producción eléctrica (aunque también puede utilizarse cualquier vapor residual de un proceso industrial). Este caudal es evaporado súbitamente de forma sucesiva en las etapas en cascada de la sección de recuperación de calor y luego de la sección de rechazo. Cuando la temperatura de alimentación de la planta es menor de un límite (que implicaría provocar un vacío excesivo en la última etapa de la sección de rechazo) hay recirculación de agua (IP) para mantener como mínimo ese límite para una mejor operación (tampoco aparece por simplicidad en la figura a1.2). La figura a1.1 es mucho más sencilla que la correspondiente al no tener flujo de recirculación de salmuera.

Las dos secciones de recuperación antes mencionadas (HRS, HJS) recuperan en torno al 90% del calor necesario para la evaporación del agua, en torno a los 2.300 kJ/kg para presiones de operación cercanas a la atmosférica.

La circulación del vapor evaporado súbitamente dentro de una etapa puede verse en la sección transversal de una etapa cualquiera (tanto de la sección de recuperación como la de rechazo) mostrada en la figura a1.3, con el haz de tubos de condensado que contiene en su parte superior una extracción de gases no condensables, y los difuminadores de vapores a ambos lados del haz, que no permiten el paso de las burbujas que pudieran formarse en el proceso flash. Como puede desprenderse de esta figura, normalmente los intercambiadores-condensadores de las plantas MSF suelen ser de tipo horizontal, con los tubos de cada sección conectados en zig-zag a modo de un intercambiador de un número de pasos igual al número de etapas de la sección de recuperación y/o rechazo.

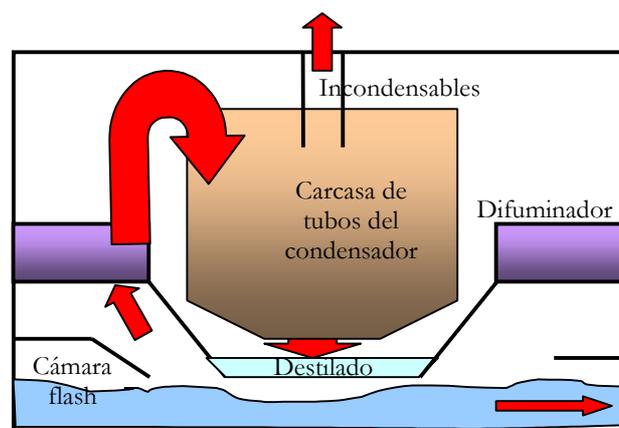
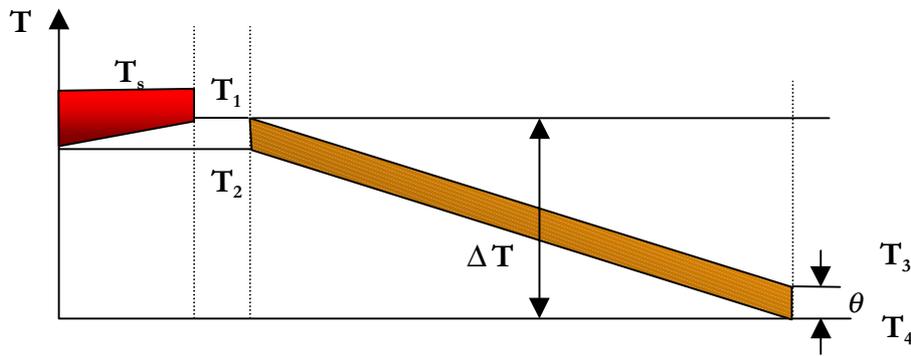
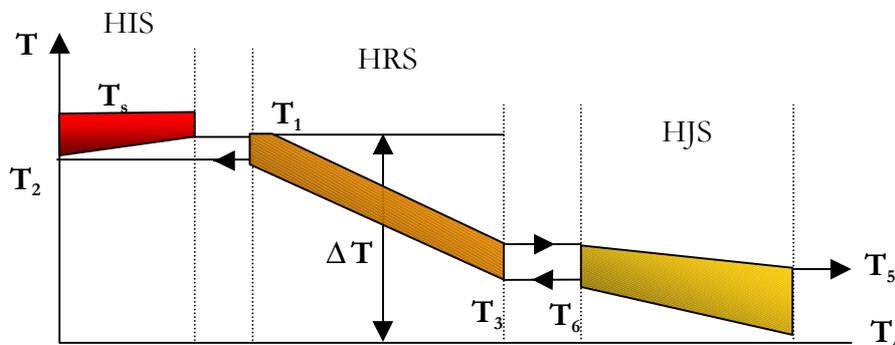


Figura a1.3. Sección transversal de una etapa de una MSF.
Fuente: Elaboración propia.



Perfil de temperatura MSF un solo paso



Perfil de temperatura MSF con recirculación

Figura a1.4. Perfiles de temperatura típicos en una planta MSF.

Fuente: Botero (2000).

Para plantas de recirculación, el caudal de reciclado suele ser 10 veces el caudal destilado, que a su vez es más o menos otras diez veces el caudal de vapor consumido por la planta desaladora. En una planta de un solo paso el flujo de alimentación suele ser también de un orden de magnitud mayor al del destilado producido. Pero la operación de la planta MSF se ve mucho más claramente en la figura 3, donde se ven los perfiles de temperatura de los tres flujos de la planta mientras circulan por las distintas secciones de la misma: salmuera fría, destilado y salmuera flash.

Aunque en la figura a1.4 pueda parecer que la diferencia de temperaturas entre la salmuera fría y la que evapora súbitamente es constante en todas las etapas de la HRS (y HJS), no es cierto en la realidad. En general, la diferencia de temperaturas en una etapa cualquiera consta de varios términos:

- Diferencia de temperatura entre etapas (δT) es el calentamiento de cualquiera de los dos fluidos en la etapa.
- Diferencia de temperaturas del condensador (δT_c) es la diferencia de temperatura debido a un intercambio de calor no ideal en el condensador, es decir, la salmuera interior nunca puede alcanzar la temperatura del vapor evaporado súbitamente, ya que eso implicaría un coeficiente de intercambio de calor infinito.

- Caída de la presión en el difuminador de vapor. El paso por el difuminador supone unas pérdidas de carga traducidas a una diferencia de temperatura (δT_p).
- Elevación del punto de ebullición del agua salada respecto del agua pura a una presión cualquiera (BPE), esta elevación suele ser menor de 1°C pero depende de la concentración del agua salada.
- Situación de desequilibrio (NEA). La salmuera evaporada de forma súbita disminuye la presión al entrar en una nueva etapa; si estuviera siempre en ella llegaría a la temperatura de saturación y evaporaría súbitamente mucha más cantidad de la que realmente lo hace.

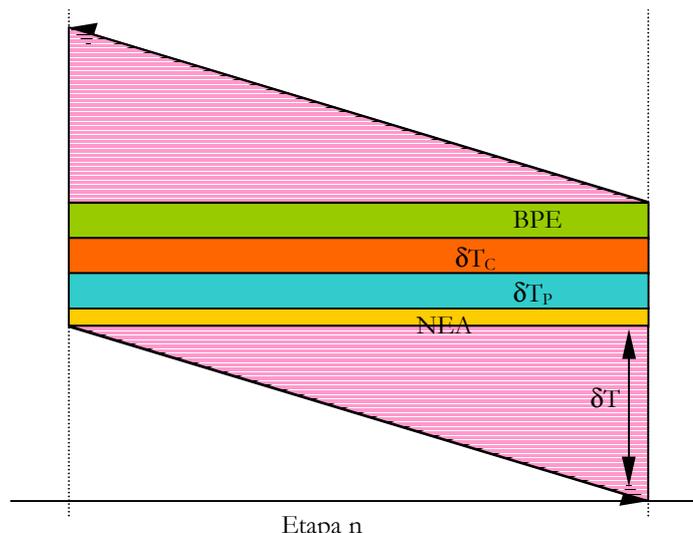


Figura a1.5. Diferencias de temperatura típicas en una etapa de una planta MSF.
Fuente: Handbury, Hogdkiess y Morris (1993).

La operación de una planta MSF está limitada por dos temperaturas: la máxima temperatura del agua salada (TBT o T_1 en la figura a1.2 y figura a1.4) y la temperatura de la última etapa. La TBT depende de la calidad del vapor suministrado externamente, de la prevención de la formación de depósitos de naturaleza calcárea (fenómeno de 'scaling') y de la concentración de esa agua y el tipo de sales disueltas en ella. Sin embargo, en la temperatura de la última etapa (T_5 en dichas figuras) influyen sólo la temperatura de entrada del agua de mar y de la presión que el sistema de vacío puede mantener en esta etapa. Su diferencia se define como el margen de operación de la planta (vulgarmente conocido como ΔT), y es el responsable de la cantidad de destilado producida en la misma.

El parámetro de operación básico de una MSF es el GOR (Gain Output Ratio, o toneladas de agua dulce producidas por toneladas de vapor consumido), una medida del consumo energético de naturaleza térmica necesario en estas plantas. En la práctica un GOR de 12 es el límite. **Es un parámetro que da una idea de cantidad de energía recuperada en el proceso de evaporación de las cámaras flash, y por lo tanto debe ser lo más alto posible.** La producción depende lógicamente del caudal de agua bruta introducida y del salto térmico ΔT disponible (la diferencia entre las 2 temperaturas antes comentadas). Teóricamente el número de etapas no es influyente para un GOR dado, pero el número de etapas determina el área de intercambio de calor y por lo tanto para una producción dada se necesita un número de etapas más o menos fijo. Normalmente, 20 etapas es normal para este tipo de plantas, con una diferencia entre etapas de unos 3°C . **El ratio de**

funcionamiento (PR, a veces mal llamado GOR, se diferencian en que el PR tiene normalizado el calor latente de vaporización del vapor consumido), un PR de 8 suele ser normal en plantas convencionales. Una variable similar a las anteriores es el consumo específico (NC) o aporte de energía por kg. de agua destilada producida (en kJ/kg). Como puede suponerse, el ratio de funcionamiento aumenta con el margen de temperaturas de operación (ΔT , la diferencia entre la TBT y el agua de alimentación T_4), aunque ambas temperaturas están limitadas por la formación de depósitos calcáreos y por el ambiente respectivamente. La superficie de intercambio y la suciedad de los tubos también son factores a tener muy en cuenta en los índices de operación de la MSF.

La capacidad de este tipo de plantas es muy grande. Teniendo en cuenta la limitación de una temperatura máxima de la salmuera calentada de 120° C por el fenómeno de scaling, el margen de temperaturas de operación ΔT puede llegar a los 90° C. Haciendo circular gran cantidad de agua salada por los tubos y dimensionando la planta eléctrica (turbina de vapor, turbina de gas o ciclo combinado) para que nos proporcione en cada momento el vapor suficiente y en las condiciones requeridas, se pueden llegar a unidades de mas de 50.000 m³/día. Un ejemplo de ello es la planta de Al Taweelah B, construida en el año 1996 con 6 unidades gemelas MSF de 57.600 m³/día permitiendo el abastecimiento del equivalente a 900.000 personas.



Figura a1.6. Fotografía de la planta Al Taweelah B (Abu Dhabi, Emiratos Árabes Unidos).
Fuente: Italimpianti (1996).

ANEXO 2. Evaporadores de las plantas MED-TVC.

La mayoría de las plantas MED-TVC contienen evaporadores horizontales (Horizontal Falling Film, HFF), en los cuales la salmuera se deja caer en forma de fina película a través de unas duchas situadas en la parte superior de cada efecto. Pero también existen en el mercado dos tipos de evaporadores de tubos verticales (VTE). Los primeros son los llamados normalmente VFF (Vertical Falling Film), en los cuales una delgada película de agua salada va cayendo por el interior de los tubos hasta evaporarse parte de la misma, condensándose el vapor generado de la etapa anterior en el exterior de los tubos (ver figura a2.1). En general, su eficiencia es mayor que los de tubos horizontales pero su coste también lo es, ya que necesitan menor superficie de intercambio para producir la misma cantidad de destilado. Finalmente también existen los evaporadores VRF (Vertical Rising Film), en los cuales la ebullición se produce de forma gradual dentro de los tubos y la condensación por su parte exterior. Este tipo de intercambiadores han dejado de utilizarse debido a los problemas que acarrea en el control del régimen de flujo interior en el proceso de evaporación.

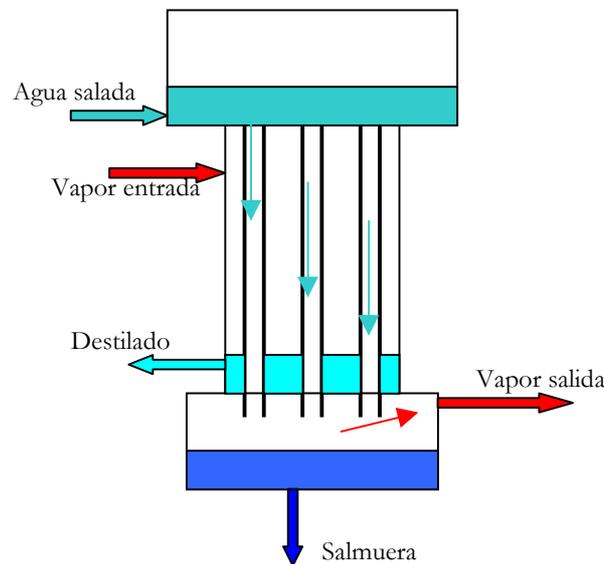


Figura a2.1. Proceso MED-TVC con evaporador de tubos verticales VFF.
Fuente: Artal (2000).

ANEXO 3. Instalaciones de ósmosis inversa.

A3.1. Ecuaciones básicas y parámetros característicos

Los parámetros básicos de una planta de ósmosis inversa se introducen para un caso básico (Fariñas, 1999). La figura a3.1 muestra la configuración básica del esquema de flujos de una membrana de ósmosis inversa, que consta de tres flujos principales: alimentación de agua bruta previamente presurizada por la bomba de alta presión (subíndice a), permeado de baja concentración de sales (subíndice p) y flujo concentrado de rechazo (subíndice r). De aquí en adelante, la inicial Q significa caudal, la C concentración salina, P es la presión absoluta y π es la presión osmótica de una solución salina.

Porcentaje de recuperación (Y): Cociente en tanto por ciento del caudal de permeado obtenido en función del de alimentación.

$$Y = \frac{\text{Caudal permeado}}{\text{Caudal alimentación}} \cdot 100 = \frac{Q_p}{Q_a} \cdot 100 \quad (\text{a3.1})$$

Este porcentaje varía lógicamente en función de la calidad del agua bruta introducida, siendo de un 35 a un 50% en el caso de aguas marinas y mucho mayor en el caso de aguas salobres, hasta el 80% de conversión.

Porcentaje de rechazo de sales (R): Cociente porcentual entre la concentración eliminada y la concentración de aporte en la membrana.

$$R = \frac{C_a - C_p}{C_a} \cdot 100 \quad (\text{a3.2})$$

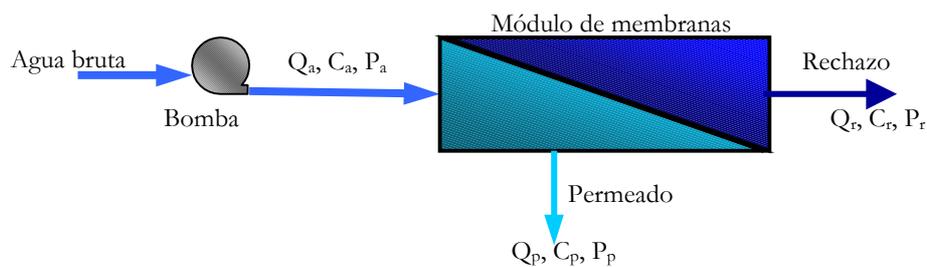


Figura a3.1. Esquema de flujos de una membrana de ósmosis inversa.
Fuente: Fariñas (1999).

El porcentaje de rechazo de las membranas puede superar el 99%, con lo cual la concentración del permeado baja de las 500 ppm. de TDS en cualquier caso.

Porcentaje de paso de sales (PS): Cociente en tanto por ciento de la concentración producto y la concentración inicial.

$$PS = \frac{C_p}{C_a} \cdot 100 = 100 - R \quad (\text{a3.3})$$

Como consecuencia de lo explicado anteriormente, el porcentaje de paso de sales en una membrana de ósmosis inversa es siempre menor del 1%.

Factor de concentración (F): Es el cociente entre las concentraciones del rechazo y de aportación.

$$F = \frac{C_r}{C_a} \quad (\text{a3.4})$$

Este factor es relación directa con el porcentaje de recuperación de la membrana, a través del balance de materia de la misma. Un valor mayor de 1.5 es lógico en membranas de agua marina, y puede llegar a 4 en el caso de aguas salobres.

Las concentraciones del producto y del rechazo pueden también calcularse en función de parámetros definidos anteriormente:

$$C_p = (1 - R) \cdot (C_a + C_p) / 2 \quad (\text{a3.5})$$

$$C_r = R \cdot C_a / (1 - Y) \quad (\text{a3.6})$$

Las ecuaciones básicas que rigen el comportamiento del proceso son:

Balance de agua:

$$Q_a = Q_p + Q_r \quad (\text{a3.7})$$

Para una instalación de ósmosis inversa de agua marina con 10.000 m³/día de capacidad, suponiendo una conversión del 45% tenemos 4.500 m³/día de permeado y 5.500 m³/día de rechazo.

Balance de sal:

$$C_a \cdot Q_a = C_p \cdot Q_p + C_r \cdot Q_r \quad (\text{a3.8})$$

Siguiendo el ejemplo anterior (una conversión del 45%), si la concentración del permeado obtenida fuera de 300 ppm, y la concentración del agua marina a la entrada de la instalación de OI es de 35.000 ppm de TDS, el concentrado de la salmuera tirada al mar es de 63.400 ppm de total de sólidos disueltos.

Ecuación de flujo de solvente (agua):

El caudal por unidad de superficie J_a se comprueba que es proporcional al gradiente de presión efectiva aplicada a la membrana, es decir, restando la presión osmótica que sufre la membrana con dos soluciones de distinta concentración.

$$J_a = A \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (\text{a3.9})$$

A es el coeficiente de permeabilidad al solvente típico de la membrana, de valor típico cercano a 0.02 m³/d m² bar, ΔP es la diferencia de presión entre los lados de la membrana y la diferencia de presión osmótica $\Delta \pi$ entre dichos lados de la membrana. Como se ha

comentando anteriormente, es necesaria una diferencia de presión ΔP mucho mayor que la osmótica $\Delta \pi$ (nunca mayor de 30 bar para la concentración del agua de mar mediterránea) para poder obtener permeado, con lo que la diferencia entre ambas puede llegar a ser mayor de 40 bar para aguas marinas.

Ecuación de flujo de soluto (sales):

El flujo de soluto J_s a través de la membrana es la suma de dos contribuciones. La primera es la contribución de la difusión molecular de naturaleza proporcional al gradiente de concentraciones a ambos lados de la membrana ΔC , y la segunda se debe al fenómeno de arrastre del solvente.

$$J_s = B \cdot (C_m - C_p) + M \cdot J_a C_m \tag{a3.10}$$

B es el coeficiente de permeabilidad de la membrana al soluto, cuyo valor típico puede ser $0.003 \text{ m}^3/\text{d m}^2$, M es un coeficiente de acoplamiento de valor 0.005 para todas las membranas. C_m es la concentración del soluto en la superficie de la membrana, que puede calcularse dividiendo las ecuaciones anteriores:

$$C_p = \frac{J_s}{J_a} = \frac{B \cdot \Delta C}{A \cdot (\Delta P - \Delta \pi)} + M \cdot C_m \tag{a3.11}$$

Hay que tener en cuenta que el fenómeno de polarización que sufren todas las membranas, debido a la baja velocidad de la solución aportada en sus cercanías, hace incrementar el valor de la concentración C_m con respecto a la concentración media de la solución aportada C_{ma} , de valor $(C_a + C_p)/2$.

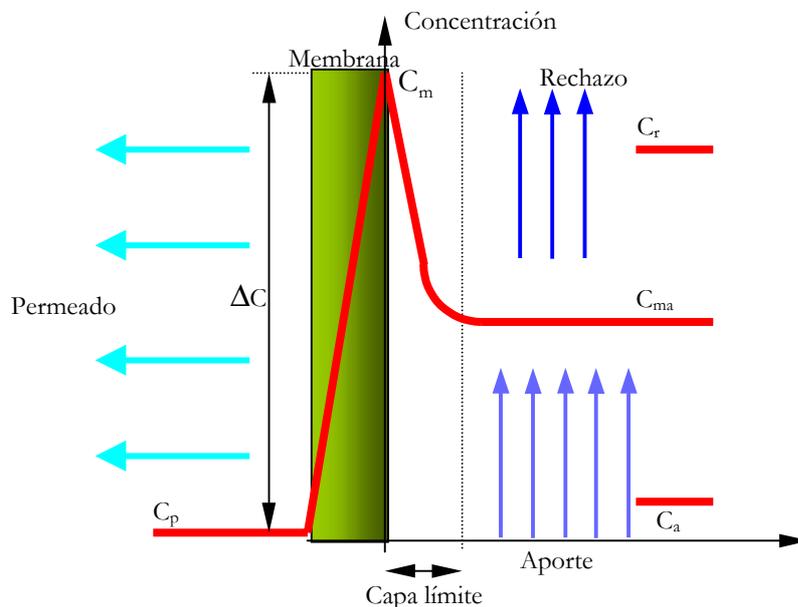


Figura a3.2. Fenómeno de polarización y distribución de concentraciones alrededor de la membrana en el proceso de OI.
Fuente: Fariñas (1999).

A3.2. Membranas y su agrupación.

Todos estos parámetros anteriormente citados y constantes dependen del tipo de membrana empleado. **Las membranas que se fabrican actualmente se montan dentro de tubos horizontales de diámetros normalizados llamados módulos, para mejorar su rendimiento y la limpieza, minimizar la polarización, hacerlos más compactos y facilitar su sustitución.** Existen dos tipos de membranas contenidas en estos módulos: de fibra hueca y de arrollamiento en espiral, diseñados ambos para contener el fluido en alta presión en el menor volumen para una superficie de membrana dado.

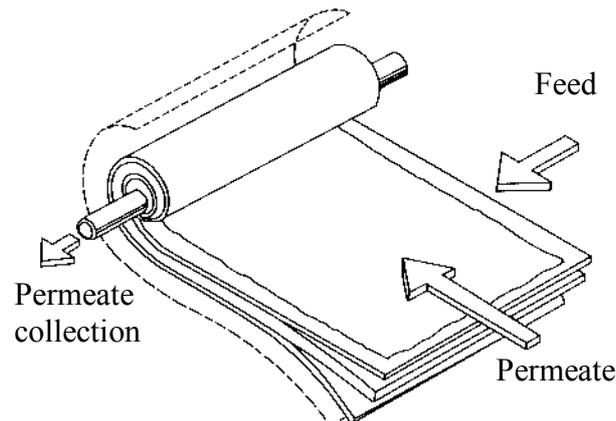


Figura a3.3. Membrana de ósmosis inversa de arrollamiento en espiral.

Fuente: Artal (2000).

Las membranas de espiral están arrolladas en torno a un tubo central perforado que recoge el producto; el agua salada circula en canales separados en una dirección, estos elementos tienen de 30 a 120 cm de largo y de 10 a 30 cm. de diámetro; pueden montarse en tubos telescópicos entre elementos adyacentes para formar módulos, que pueden conectarse en serie ó paralelo. Las membranas de fibra hueca contienen un gran número de ellas tan finas como el pelo humano con su punta pegada a una resina epoxy y mantenidos en una vasija a presión. El agua salada presurizada circula por fuera de las fibras mientras el filtrado circula por el interior de las mismas hacia el final de la fibra donde se recoge el permeado de los miles de fibras; contienen más superficie por unidad de volumen que las espirales, por lo que suelen ser más usadas que las anteriores.

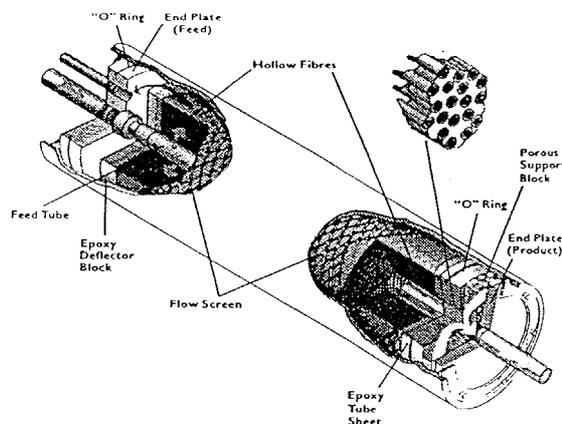


Figura a3.4. Membranas de fibra hueca en instalaciones de ósmosis inversa.

Fuente: Artal (2000).

Las diferencias principales entre los dos tipos de membranas se pueden resumir en estos puntos (Medina, 2000):

- Las membranas de fibra hueca tienen más capacidad ya que ocupan mucha más superficie en el mismo volumen de módulo, aunque sean menos permeables.
- Las de fibra hueca necesitan mayor presión para operar que las de espiral, con lo que su consumo es también mayor.
- La mayor compactación de las membranas de fibra hueca presupone una mayor posibilidad de ensuciamiento de las mismas, con lo que ello conlleva (mejor pretatamiento y sistemas de limpieza).
- El porcentaje de rechazo de las membranas de fibra hueca suele ser ligeramente menor a las de arrollamiento en espiral, aunque siempre mayor del 99%.

Los fabricantes de membranas en el mundo son muy escasos (dos japoneses y cinco norteamericanos): Toray, Hydranautics, Fluid Systems, Filmtec-Dow, Desal Nitto-Denko y Trisep.

Los módulos suelen agruparse en paralelo, constituyendo una etapa el conjunto de los mismos unidos a una bomba. Normalmente se conectan y al rechazo de la etapa anterior (en serie por lo tanto) una cantidad menor de módulos en una segunda etapa para recoger el máximo posible de permeado. En el caso de una calidad alta requerida del producto puede ser necesario permear en la segunda etapa el producto de la primera, con lo que necesitamos una nueva bomba, constituyendo en este caso el segundo paso de la instalación.

A3.3. Equipos de alta presión.

El sistema de bombeo es el segundo elemento a destacar en esta instalación. Existen gran variedad de bombas de impulsión, con dos tipos diferenciados: de desplazamiento positivo (helicoidales o de pistón), o centrífugas (de segmentos, de cámara partida, verticales). Su elección depende del caudal, presión y rendimiento requerido para la misma.

A3.4. Sistemas de recuperación de energía.

Los diferentes sistemas de recuperación de energía más utilizados o de reciente aparición son los siguientes:

- Utilización de turbinas Pelton convencionales o Francis, acopladas al eje del motor de la bomba. Existen equipos integrados que contienen los dos elementos. El ahorro medio conseguido es del 40% (Calder, 1999).
- Introducción de turbinas de contrapresión, o más bien bombas centrífugas que pueden girar en sentido inverso aprovechando la presión de la salmuera y van por lo tanto de forma integrada en el grupo de alta presión (Fariñas, 1999).
- Uso de un intercambiador de presión (PE) o también conversor hidráulico centrífugo, que por el principio del desplazamiento positivo presuriza parte del agua bruta con la salmuera a presión rechazada en el proceso y permite ahorros de hasta el 50-65% del consumo (Andrews y Shumway, 1999).

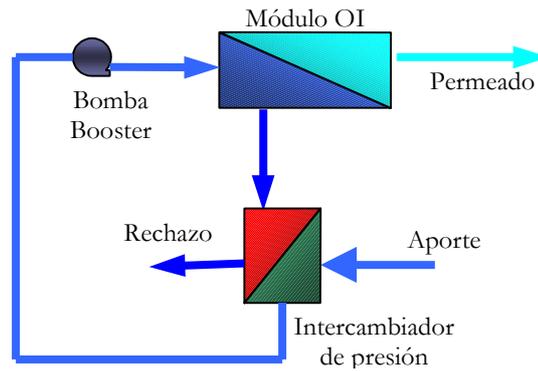


Figura a3.5. Esquema de un proceso de OI con intercambiador de presión (PE).

Fuente: Elaboración propia.

- Uso de convertidores hidráulicos dinámicos o cámaras isobáricas, que por el carácter incompresible de los líquidos y la utilización de un conjunto de válvulas transmiten la presión al agua de alimentación de la salmuera de rechazo.
- Aprovechamiento de la presión del rechazo para instalar un segundo paso de membranas que soporten muy altas presiones (> 90 bar), con la ayuda de una bomba Booster para salvar la diferencia de presiones osmóticas generada en ese segundo paso (Pérez, 2000).

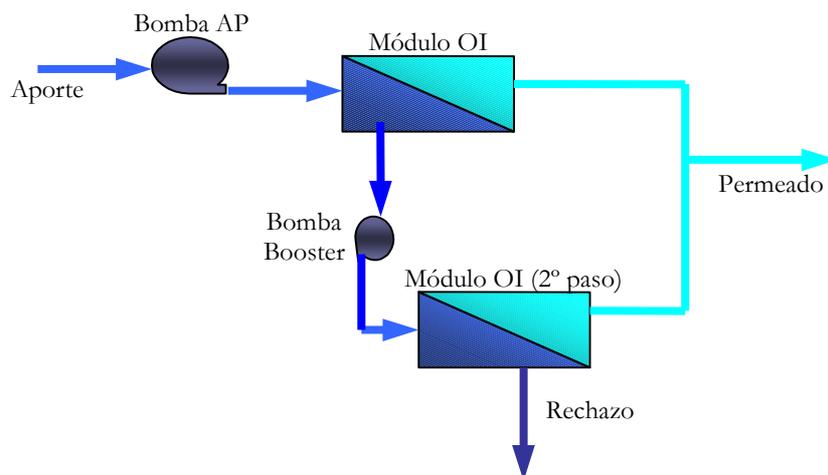


Figura a3.6. Esquema de instalación de un segundo paso para aprovechar la presión de salmuera.

Fuente: Elaboración propia.

DIRECCIONES DE INTERÉS.

CEDEX (Centro de Estudios y Experimentaciones del Ministerio de Fomento). Organismo encargado de la adjudicación de las plantas desaladoras calificadas de interés general para el Estado.

Paseo Virgen del Puerto, 3.
28005 Madrid
Tel: 00 34 91 335 80 05.
Fax: 00 34 91 335 79 94.
E-mail: miguel.torres@cedex.es

AEDyR (Asociación Española de Desalación y Reutilización). Asociación de carácter comercial fundada en 1997 que engloba a los principales proveedores de membranas y empresas instaladoras en el ámbito de la desalación. Su primer congreso se realizó los días 28-29 de Noviembre de este año.

Paseo Virgen del Puerto, 3.
28005 Madrid
Tel: 00 34 91 335 80 05.
Fax: 00 34 91 335 79 94.
E-mail: jamedina@cedex.es

IDA (International Desalination Association). Asociación Internacional de Desalación. Engloba a empresas y también todo tipo de organismos científicos. Celebra su congreso de forma bianual, el próximo se celebrará en Bahrein en el año 2.001.

P. O. Box 387, Topsfield, MA 01983 USA
Tel: 00 1 978 887 04 10.
Fax: 00 1 978 887 04 11.
E-mail: ida1pab@ix.netcom.com
Web site: www.ida.bm

EDS (European Desalination Society). Asociación Europea de la Desalación. De carácter similar a la IDA, celebra su congreso bianual también en años impares. El último se realizó en Noviembre de 1.999 en Las Palmas, y la próxima será en Mayo de 2.001 en Chipre.

Science and Technology Park of Abruzzo
Via Antica Arischia 1
67100 L'Aquila, Italy
Tel: 00 39 0862 3475 308.
Fax: 00 39 0862 3475 213
E-mail: miriam.balaban@aquila.infn.it

ABREVIATURAS.

- ACV – Análisis del Ciclo de Vida.
AEDyR – Asociación Española de Desalación y Reutilización
ARU – Aguas Residuales Urbanas.
BD – BlowDown (salmuera rechazada en la MSF).
BPE – Boiling Point Elevation (elevación del punto de ebullición del agua salada).
CE – Conductividad Eléctrica.
CEE – Comunidad Económica Europea.
CV – Vapor Compression (compresión mecánica de vapor).
CW – Cooling Water to reject (agua bruta precalentada en la HJS tirada al mar en la MSF).
ED – ElectroDiálisis.
EDAM – Estación Desaladora de Agua de Mar.
EDAR – Estación Depuradora de Aguas Residuales.
EDAS – Estación Desaladora de Aguas Salobres.
EDR – Reversal ElectroDiálisis (electrodiálisis reversible).
EIA – Evaluación Impacto Ambiental.
ERP – Estación Reductora de Presión.
F – Make-up Feed (salmuera precalentada que se mezcla con el rechazo en la MSF).
GOR – Gain Output Ratio (ratio de ganancia en los destiladores).
HFF – Horizontal Falling Film (evaporador de tubos horizontales con spray).
HIS – Heat Input Section (sección de aporte de calor).
HJS – Heat reJect Section (1ª sección de precalentamiento en la MSF).
HRS – Heat Recovery Section (2ª sección de precalentamiento en la MSF).
MED – Multi-Effect Distillation (destilación por múltiple efecto).
MENA – Middle East and North Africa region (región de Oriente Medio y norte de Africa).
MF – MicroFiltración.
MGD – Million Gallons per Day (millones de galones diarios).
MIMAM – MInisterio de Medio AMbiente.
MSF – Multi Stage Flash distillation (destilación súbita por efecto flash).
NC – Net Consumption (consumo energético por destilado producido).
NEA – Non-Equilibrium Allowance (desequilibrio en la cámara flash).
NF – NanoFiltración.
NTU – Number of Turbidity Units (número de unidades de turbidez).
OI – Ósmosis Inversa.
OMS – Organización Mundial de la Salud.
OyM – Operación y Mantenimiento.
OPEP – Organización Países Exporadores de Petróleo.
PE – Pressure Exchanger (intercambiador de presión).
PHC – Plan Hidrológico de Cuenca
PHN – Plan Hidrológico Nacional 2000.
PR – Performance Ratio (ratio de funcionamiento en la MSF).
PTC – Parabollic Through Collector (colector de concentración parabólica).
R – Recicled brine (Salmuera de recirculación en la MSF).
REE – Rendimiento Eléctrico Equivalente.
RET – RETribución obtenida por el kW·h en régimen de cogeneración.
SDI – Índice de atascamiento.
SF – Solar Factor (factor solar).
SR – Seawater to Reject section (agua bruta aportada a la MSF).
TBT – Top Brine Temperature (temperatura máxima de la salmuera).

TDS – Total Dissolved Solids (total de sólidos disueltos).

TP – TemPer water (agua de templado en la MSF).

TVC – Thermal Vapor Compression (compresión térmica de vapor).

UAE – United Arab Emirates (Emiratos Árabes Unidos).

UF – UltraFiltración.

USA – United States of America (Estados Unidos de América).

UV – UltraVioleta.

VFF – Vertical Falling Film (evaporador de tubos verticales en película).

VRF – Vertical Rising Film (evaporador ascendente de tubos verticales).

VTE – Vertical Tube Evaporator (evaporador de tubos verticales).

BIBLIOGRAFÍA Y DOCUMENTACIÓN.

1. Abu Qdais, H. A. (1999) *Environmental Impacts of Desalination Plants on the Arabian Gulf*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA, 1999.
2. Afgan, N. H., Darwish, M., Carvalho, M. G. (1999) *Sustainability Assessment of Desalination Plants for Water Production*. Desalination 124, pp. 19-32.
3. Alawadhi, A. A. (1999) *Regional Report on Desalination*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
4. Al-Gobaisi, D. M. K. (1997). *Sustainable augmentation of fresh water resources through appropriate energy and desalination technologies*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. Madrid, España.
5. Al-Shammiri, M., Safar, M. (1999) *Multi-effect Distillation Plants: State of the Art*. Desalination 126, pp. 45-99.
6. Andrews, T., Shumway, S. A. (1999). *Design Study of a 20,000 m³/day Seawater Reverse Osmosis Work Exchanger Energy Recovery System*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
7. Barendsen, W. C., Moch, I. (1999). *Privatization of Seawater Reverse Osmosis Plants in Antigua*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
8. Botero, E. (2000) *Valoración exergética de los recursos naturales*. Tesis Doctoral. Departamento de Ingeniería Mecánica. Universidad de Zaragoza.
9. Calder (1999). *Pelton Wheel Energy Recovery Turbines*. Comunicación privada.
10. Cánovas, J. (2000) *Agricultura y desalación en la cuenca del Segura*. I Congreso AEDyR, Murcia.
11. Cortés, T. (2000) *Aprovechamiento integral directo de efluentes depurados en la comarca de Campo de Dalías*. I Congreso AEDyR, Murcia.
12. De Armas, J. C., Pérez, J. L., von Gottberg, A. J. M. (1999). *Desalination of Municipal Sewage Effluent with Electrodialysis Reversal in Tenerife*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
13. Echaniz, J., Rodero, A., Sallangos, O., Santamaria F. J. (1997). *Dhekelia (Cyprus) Seawater Desalination Plant Design, Construction and Commissioning of the 20,000 m³/day R.O. Plant*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. Madrid, España. Vol. II, pp. 371-392.
14. El-Nashar, A. M. (1999). *Cost Allocation in a Cogeneration Plant for the Production of Power and Desalted Water – Comparison of the Exergy Cost Accounting Method with the WEA Method*. Comunicación privada.
15. El-Sayed, Y. M., Silver, R. S. (1980). *Fundamentals of Distillation*. Academic Press Inc.

16. Fariñas, M. (1999) *Ósmosis Inversa. Fundamentos, tecnología y aplicaciones*. Ed. McGraw Hill, 1999.
17. García, L. y Gómez, C. (2000) *Perspectives of Solar Assisted Seawater Desalination*. I Euromed Conference (EDS), Jerba (Túnez).
18. García, L. (1999) *Conditions for Economical Benefits of the Use of Solar Energy in Multistage Flash Distillation*. Desalination 125, pp. 133-138.
19. García, L., Palmero, A. I., Gómez, C. (1999). *Application of Direct Steam Generation into a Solar Parabolic Trough Collector to Multi-effect Distillation*. Desalination 125, pp. 139-145.
20. Gleick, P. H. (1998). *The World's Water – The Biennial Report on Freshwater Resources, 1998/1999*. Island Press. Washington DC.
21. Goto, T., MacCormick, T., Congjie, G., Guoling, R., Chung Y.-T. (1999). *Overview of Desalination in the Pacific Region*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
22. Hanbury, W. T., Hodgkiess, T., Morris, R. (1993). *Desalination Technology 93. An Intensive Course*. Porthan Ltd., Easter Auchinloch. Lenzie, Glasgow, UK.
23. Hawaii University (2000). *Membrane Water Treatment Plants Inventory*.
24. Hernández, M. (2000) *El consumo de agua desalada en el sector turístico de Canarias*. I Congreso AEDyR, Murcia.
25. Intermón (1998) *Relaciones Norte-Sur. Conceptos clave*. Dossiers para entender el mundo. Ed. Octaedro.
26. Italmimpianti (1999) *Water Desalination Plants*. Comunicación privada
27. Kronenberg, G., Dvornikov, V. (1999). *Fuel Cost of Water (FCW) in Dual Plants*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
28. Lanz, K. (1997). *El Libro del Agua*. Ed. Debate, S. A.
29. Latorre, M. (2000) *Evacuación de salmueras. Aspectos medioambientales*. I Congreso AEDyR, Murcia.
30. Martínez, L., Florido, F. J. y Vázquez, M. I. (1999). *Study of evaporator efficiency in membrane distillation*. EDS Congress on Desalination and the Environment, Las Palmas, pp. 193-198.
31. Martínez, M. J. (2000) *Procedimientos de ELA para proyectos de desalación de agua marina o salobre*. I Congreso AEDyR, Murcia.
32. Martínez, J. (2000) *Experiencias en planta piloto sobre tratamientos avanzados de reutilización de aguas residuales urbanas*. I Congreso AEDyR, Murcia.
33. Medina, J. A. (2000). *Desalación de Aguas Salobres y de Mar. Ósmosis Inversa*. Ed. Mundi-Prensa.

34. Medina, J. A. (2000). *Instalaciones de desalación para la agricultura, su futuro*. I Congreso AEDyR, Murcia.
35. Ministerio de Medio Ambiente (2000). *Documentos del Plan Hidrológico Nacional*.
36. Monasterio, R., Hernández, P. y Saiz, J. (1993) *Compresión Mecánica de Vapor*. Ed. McGraw Hill.
37. Ophir, A., Gendel, A. (1999). *Development of the World's Largest Multi-Effect Mechanical Vapor Compression (M.E.M.V.C.) Desalination Plants*. Proceedings of the IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
38. Pérez, J. (2000) *La concentración de salmuera en el diseño de plantas desaladoras de agua de mar*. I Congreso AEDyR, Murcia.
39. Pérez, J. (2000) *Desalación de aguas residuales con alta carga orgánica*. I Congreso AEDyR, Murcia.
40. Ponce, S. L., Jankel, L. H. (1999). *The Value of Water in the 21st Century – Impact on U.S. Desalination*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
41. Prabhakar, S., Hanra, M. S., Misra, B. M., Sadhukan, H. K. (1997). *Small Desalination Units to Provide Safe Drinking Water in Remote Rural Areas in India*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. Madrid, España. Vol. I, pp. 3-16.
42. Prats, D. (2000). *Reutilización de aguas residuales. Calidad requerida y costes asociados*. I Congreso AEDyR, Murcia.
43. Rubio, M. (2000) *Tratamiento de aguas superficiales procedentes de drenajes para su uso agrícola, aspectos técnicos y económicos*. I Congreso AEDyR, Murcia.
44. Rueda, J. A., Zorrilla, J., Bernaola, F. y Hervás, J.A. (2000). *Calidad del agua desalada dedicada al consumo humano*. I Congreso AEDyR, Murcia.
45. Ruiz, A. (2000) *El vertido al mar de las aguas de rechazo de las plantas desaladoras*. I Congreso AEDyR.
46. Sanz, M. (2000) *La desalación de agua de mar por Osmosis Inversa. Caso práctico: I.D.A.M. de Bahía de Palma*. I Congreso AEDyR, Murcia.
47. Shiklomanov, I. (1999) *World Water Resources: Modern Assessment and Outlook for 21-st Century*. Hidrological Institute, San Petersburgo.
48. Spiegler, K. S., El-Sayed, Y. M. (1994). *A Desalination Primer*. Balaban Desalination Publications. Italy.
49. Torres, M., Medina, J. A. (1999). *Desalination in Spain, a Race for Lowering Power Consumption*. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA.
50. Torres, M. (1999) *La desalación de agua de mar. Tecnologías de vanguardia*. Informe privado.

51. Uche, J. (2000) *Análisis Termoeconómico y simulación de una planta combinada de producción de agua y energía*. Tesis doctoral. Departamento de Ingeniería Mecánica. Universidad de Zaragoza.
52. Wangnick, K. (1998). *1998 IDA Worldwide Desalting Plants Inventory Report N° 15*.
53. Wangnick Company (2000). *Future Desalination Project Worldwide*.
54. Watermark (MEDRC Newsletter) (2000). *The Changing Image of Desalination*. Issue 10, September 2000.
55. Wesson, W. (2000). *Un nuevo recuperador de energía rompe la barrera conceptual de la ósmosis inversa*. I Congreso AEDyR, Murcia.
56. World Resources Institute (1999). *World Resources*.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Recursos globales de la Tierra.

Figura 2.2. Ciclo hidrológico del agua en la Tierra.

Figura 3.1. Esquema de un proceso de desalación

Figura 4.1 Esquema de una planta de evaporación súbita por efecto flash.

Figura 4.2. Destilación múltiple efecto (MED) con evaporadores horizontales (HFF).

Figura 4.3. Esquema típico del termocompresor acoplado a una planta TVC con HFF.

Figura 4.4. Esquema de un colector solar para destilación.

Figura 4.5. Diagrama de la compresión de vapor (CV) con evaporador de tubos verticales (VTE).

Figura 4.6. Proceso natural de ósmosis.

Figura 4.7. Proceso de ósmosis inversa.

Figura 4.8. Desalación por ósmosis inversa (OI) con turbina Pelton incorporada.

Figura 4.9. Proceso de electrodiálisis.

Figura 9.1. Disposiciones posibles de plantas duales de producción de agua y electricidad.

Figura 9.2. Esquema de producción individual y conjunta de electricidad/agua en una planta dual.

Figura 9.3. Costes totales del agua desalada con tecnologías evaporativas consumiendo carbón en la planta dual.

Figura 9.4. Esquema híbrido de cogeneración ciclo combinado-MED con módulos de OI.

Figura 11.1. Esquema de una planta de abastecimiento integral de aguas saladas y residuales.

Figura a1.1. Descripción general de una planta MSF sin recirculación de salmuera.

Figura a1.2. Esquema de una planta MSF con recirculación.

Figura a1.3. Sección transversal de una etapa de una MSF.

Figura a1.4. Perfiles de temperaturas típicos en una planta MSF.

Figura a1.5. Diferencias de temperatura típicas en una etapa de una planta MSF.

Figura a1.6. Fotografía de la planta Al Taweelah B (Abu Dhabi, Emiratos Árabes Unidos).

Figura a2.1. Proceso MED con evaporador de tubos verticales VFF.

Figura a3.1. Esquema de flujos de una membrana de ósmosis inversa.

Figura a3.2. Fenómeno de polarización y distribución de concentraciones alrededor de la membrana en el proceso de OI.

Figura a3.3. Membrana de ósmosis inversa de arrollamiento en espiral.

Figura a3.4. Membranas de fibra hueca en instalaciones de ósmosis inversa.

Figura a3.5. Esquema de un proceso de OI con intercambiador de presión (PE).

Figura a3.6. Esquema de instalación de un 2º paso para aprovechar la presión de salmuera.

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Consumo hídrico per cápita por continentes y en España.

Tabla 2.2. Recursos hídricos anuales renovables y per cápita de diferentes países y por continentes.

Tabla 4.1. Métodos de desalación existentes en el mercado.

Tabla 4.2. Valoración de diferentes características deseables para los métodos de desalación existentes en el mercado.

Tabla 5.1. Rangos de salinidad de los diferentes tipos de agua.

Tabla 5.2. Salinidad media de los mares y océanos principales del planeta.

Tabla 5.3. Proceso desalador a aplicar en función del tipo de agua bruta.

Tabla 5.4. Comparativa de parámetros más significativos del agua según normas o estándares actuales.

Tabla 5.5. Calidad media del agua obtenida por diferentes procesos de desalación.

Tabla 6.1. Primeras instalaciones desaladoras en España.

Tabla 6.2. Plantas desaladoras instaladas en España tras la 1ª crisis del petróleo (1973).

Tabla 6.3. Plantas desaladoras instaladas en España en la década de los 80.

Tabla 6.4. Plantas desaladoras instaladas en España en la década de los 90. Datos hasta el año 1997.

Tabla 7.1. Capacidad instalada ($\text{m}^3/\text{día}$) en la región MENA desglosada por técnicas de desalación.

Tabla 7.2. Algunas de las plantas de desalación de USA instaladas.

Tabla 7.3. Instalaciones desaladoras en el área del Pacífico, datos de 1998.

Tabla 7.4. Proyectos de instalación de unidades desaladoras en el mundo.

Tabla 7.5. Agua desalada en España durante el año 1998 y sus usos.

Tabla 7.6. Instalaciones actuales de plantas desaladoras de agua marina de más de $3.000 \text{ m}^3/\text{día}$.

Tabla 7.7. Instalaciones actuales de plantas desaladoras de agua salobre de más de $3.000 \text{ m}^3/\text{día}$.

Tabla 7.8. Nuevas plantas desaladoras previstas de ejecución inminente.

Tabla 9.1. Consumo energético primario en la producción de plantas duales MSF orientativo en función del modo de operación.

Tabla 9.2. Coste del combustible para desalación de agua de mar (ptas/m^3) en función de su naturaleza.

Tabla 9.3. Coste del consumo eléctrico de las plantas MSF, MED y CV.

Tabla 9.4. Precio por $\text{m}^3/\text{día}$ de capacidad instalada de las tecnologías evaporativas y coste de amortización de dicha inversión.

Tabla 9.5. Coste por m^3 del OyM y productos químicos de las tecnologías evaporativas.

Tabla 9.6. Coste total por m^3 de las tecnologías evaporativas actuales consumiendo carbón.

Tabla 9.7. Consumo específico, precio de la electricidad y coste de la misma en instalaciones de OI de agua de mar.

Tabla 9.8. Porcentaje de inversión y período de amortización del equipamiento de una EDAM.

Tabla 9.9. Reactivos consumidos en diversos procesos en una EDAM.

Tabla 9.10. Coste de amortización de las EDAS dependiendo del período medio de amortización de la misma, tasa de interés y tamaño de la instalación.

Tabla 9.11. Descripción de costes obtenidos por ED para desalación de aguas salobres.

Tabla 9.12. Resumen de costes obtenidos por tecnologías de desalación.

Tabla 10.1. Calidad del agua requerida dependiendo del uso especificado.

Tabla 10.2. Tratamientos de eliminación de elementos y componentes nocivos de aguas depuradas.

Tabla 10.3. Tamaño de componentes existentes en el agua.

Tabla 10.4. Selectividad de diferentes procesos de separación comentados anteriormente.

LISTA DE GRÁFICAS

Gráfica 2.1. Distribución del consumo por sectores en España.

Gráfica 6.1. Evolución de la capacidad total de desalación en el mundo.

Gráfica 7.1. Distribución porcentual por países de la capacidad desaladora instalada.

Gráfica 7.2. Distribución porcentual (por capacidad contratada) de los métodos de desalación.

Gráfica 7.3. Capacidad total contratada de agua de mar, por métodos de desalación

Gráfica 7.4. Distribución porcentual de la desalación en cuanto al tipo de aguas de aporte.

Gráfica 7.5. Distribución porcentual por sectores del agua marina desalada.

Gráfica 7.6. Distribución porcentual por sectores de aguas salobres desaladas.

Gráfica 7.7. Distribución porcentual (por número de plantas) de los métodos de desalación radicados en Canarias.

Gráfica 7.8. Porcentaje de consumo eléctrico de la desalación y porcentaje de consumo turístico del total en las islas del archipiélago canario.

Gráfica 9.1. Distribución porcentual del coste de inversión de los diferentes equipos de una planta desaladora térmica (MSF).

Gráfica 9.2. Precio por kW instalado de instalaciones de ciclo combinado para cogeneración en función de su potencia eléctrica.

Gráfica 9.3. Coste del agua desalada (ptas/m³, en las barras) en función de las dimensiones de la planta de ciclo combinado (línea) en disposición híbrida de cogeneración.

Gráfica 9.4. Coste del agua desalada (en barras, ptas/m³) en función del precio del gas natural (línea) en la disposición híbrida de cogeneración.

Gráfica 9.5. Coste del agua desalada (en barras, en ptas/m³) en función del precio P_m del kW·h del mercado horario (lineal) en la disposición híbrida de cogeneración.

Gráfica 9.6. Coste del m³/día en función del tamaño de la planta desaladora de agua de mar por OI.

Gráfica 9.7. Coste de amortización de las EDAM dependiendo del período medio de amortización de la misma, tasa de interés y tamaño de la instalación.

Gráfica 9.8. Coste de inversión de una EDAS (ptas/m³/día) dependiendo del tamaño requerido.

Gráfica 11.1. Efecto del porcentaje de producción de agua dulce desalada a partir de aguas salobres.

Gráfica 11.2. Efecto del porcentaje de recuperación de la EDAR en el coste medio del agua de abastecimiento.

Gráfica 11.3. Efecto de la tasa de retorno de aguas de consumo humano a la EDAR en el coste medio del agua de abastecimiento de nuestro ejemplo.