

# Máster en Ingeniería y Gestión del Agua

Julio 2012

DISEÑO DE UNA INSTALCIÓN DESALADORA DE AGUA DE MAR (IDAM) CON PRETRATAMIENTO CONVENCIONAL Y  
POSIBILIDAD DE OPERACIÓN CON SIMPLE Y DOBLE PASO DE ÓSMOSIS.  
COMPARTAIVO ENERGÉTICO ENTRE AMBOS MODOS DE OPERACIÓN



Componentes del grupo:

Amaya Sayas López

Laura Frechilla Roncero

Virginia Herves Salas

Tutor:

Aitor Díaz Pérez

<b>1. OBJETIVO</b> .....	<b>1</b>
<b>2. INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>2</b>
2.1. LOS RECURSOS HÍDRICOS EN EL MUNDO .....	2
2.1.1. Disponibilidad de agua en el mundo .....	4
2.2. RECURSOS HÍDRICOS EN ESPAÑA .....	5
2.2.1. Recursos hídricos renovables en España.....	5
2.2.1.1. Contrastes geográficos y climáticos.....	5
2.2.1.2. Escorrentías totales en España.....	6
2.2.2. Recursos hídricos disponibles en España .....	10
2.2.3. La demanda de los recursos hídricos en España .....	11
2.2.3.1. El abastecimiento a la población .....	11
2.2.3.2. Demanda industrial .....	11
2.2.3.3. Demanda de regadío .....	12
2.2.3.4. Los requerimientos ambientales.....	13
<b>3. JUSTIFICACIÓN Y ANTECEDENTES</b> .....	<b>15</b>
3.1. CONCEPTO DE DESALACIÓN .....	15
3.2. PROCESOS Y TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN .....	15
3.3. EVOLUCIÓN DE LA DESALACIÓN .....	16
3.4. PRETRATAMIENTO FÍSICO.....	20
3.5. EL BORO COMO CONTAMINANTE DEL AGUA .....	21
<b>4. CARACTERÍSTICAS DE LA PLANTA</b> .....	<b>22</b>
4.1. CAPACIDAD DE LA PLANTA .....	22
4.2. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA .....	22
4.3. AGUA BRUTA .....	23
4.4. REQUERIMIENTOS DE CALIDAD DEL AGUA PRODUCTO .....	24
<b>5. BASES DE DISEÑO</b> .....	<b>25</b>
5.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO .....	25
5.2. FACTOR DE SERVICIO.....	26
<b>6. DIAGRAMA DE FLUJO</b> .....	<b>27</b>
<b>7. DESCRIPCIÓN PROCESO</b> .....	<b>28</b>
7.1. CAPTACIÓN .....	28

7.2.	PRETRATAMIENTO QUÍMICO.....	29
7.2.1.	Desinfección.....	31
7.2.2.	Coagulación.....	32
7.2.3.	Regulación de pH.....	34
7.2.4.	Reducción de oxidantes.....	36
7.2.5.	Antiincrustantes o inhibidores de incrustación.....	37
7.3.	PRETRATAMIENTO FÍSICO.....	39
7.3.1.	Filtración por gravedad.....	39
7.3.2.	Filtración presurizada.....	42
7.3.3.	Microfiltración con cartuchos.....	43
7.3.4.	Lavado de los filtros.....	44
7.4.	ÓSMOSIS INVERSA.....	46
7.4.1.	Membranas, módulos y bastidores de ósmosis inversa.....	47
7.4.2.	Definiciones y conceptos relativos al proceso de ósmosis inversa.....	49
7.4.3.	Transferencia de materia en ósmosis inversa.....	51
7.4.4.	Factores que afectan al proceso de ósmosis inversa.....	52
7.4.4.1.	Características del agua de aporte.....	52
7.4.4.2.	Parámetros de operación.....	53
7.4.4.3.	Polarización por concentración.....	53
7.4.5.	Configuraciones en procesos de ósmosis inversa.....	54
7.4.6.	Limpieza de membranas.....	55
7.4.7.	Diseño de las unidades de ósmosis inversa.....	55
7.4.7.1.	Primer paso de ósmosis.....	55
7.4.7.2.	Segundo paso de ósmosis.....	57
7.5.	RECUPERACIÓN DE ENERGIA.....	59
7.5.1.	Fundamento teórico.....	60
7.5.2.	Diseño ERI.....	63
7.6.	REMINERALIZACIÓN.....	64
7.6.1.	Fundamentos.....	64
7.6.2.	Diseño del proceso de remineralización mediante saturadores de cal.....	65
7.7.	VERTIDO DE LA SALMUERA DE RECHAZO.....	68
7.8.	BOMBEOS.....	70

7.8.1.	Captación de agua bruta .....	71
7.8.2.	Bombeo baja presión .....	73
7.8.3.	Lavado de filtros.....	74
7.8.4.	Bombeo alta presión .....	76
7.8.5.	Bombeo de recirculación o booster .....	79
7.9.	TANQUES Y RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO Y DEPÓSITOS DE PROCESO .....	79
7.9.1.	Depósitos de agua bruta.....	79
7.9.2.	Depósitos de laminado del permeado del primer paso .....	80
7.9.3.	Tanques de almacenamiento de agua producto .....	81
7.9.4.	Tanques de almacenamiento de salmuera .....	81
7.9.5.	Tanques de dosificación de reactivos químicos .....	82
7.9.5.1.	Tanque de almacenamiento de hipoclorito sódico .....	82
7.9.5.2.	Tanque de almacenamiento de cloruro férrico .....	82
7.9.5.3.	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico .....	82
7.9.5.4.	Tanque de almacenamiento de sosa .....	83
7.9.5.5.	Tanque de almacenamiento de bisulfito sódico .....	83
8.	IMPACTO AMBIENTAL.....	84
9.	COSTES DE EXPLOTACIÓN.....	87
9.1.	COSTES DE EXPLOTACIÓN OPERANDO CON DOBLE PASO.....	87
9.1.1.	Costes de inversión.....	87
9.1.2.	Costes fijos .....	87
9.1.3.	Costes variables.....	91
9.1.4.	Cálculo del coste del m <sup>3</sup> de agua producida .....	95
9.2.	COSTES DE EXPLOTACIÓN OPERANDO CON UN ÚNICO PASO .....	95
9.2.1.	Cálculo del coste del m <sup>3</sup> de agua producida.....	97
10.	COMPARATIVO ENERGÉTICO .....	99
11.	CONCLUSIONES .....	101
12.	BIBLIOGRAFIA.....	¡Error! Marcador no definido.
13.	BIBLIOGRAFIA.....	102

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Distribución de los recursos hídricos mundiales .....	2
Tabla 2.2. Valores medios anuales simulados de recursos hídricos por ámbitos de planificación, correspondientes al período 1940/41-1995/96. ....	9
Tabla 4.1. Analítica del agua bruta. ....	24
Tabla 4.2. Requerimientos del agua producto.....	24
Tabla 7.1. Características inmisario submarino .....	29
Tabla 7.2. Parámetros principales de la cantara de captación.....	29
Tabla 7.3. Características de la dosificación Hipoclorito Sódico .....	31
Tabla 7.4. Consumo de Hipoclorito Sódico .....	32
Tabla 7.5. Equipo dosificador de Hipoclorito Sódico .....	32
Tabla 7.6. Ficha técnica equipo dosificador de Hipoclorito Sódico.....	32
Tabla 7.7. Características de la dosificación de Cloruro Férrico .....	33
Tabla 7.8. Consumo de Cloruro Férrico.....	33
Tabla 7.9. Equipo dosificador de Cloruro Férrico .....	33
Tabla 7.10. Ficha técnica equipo dosificador de Cloruro Férrico .....	33
Tabla 7.11. Características de la dosificación de ácido sulfúrico .....	34
Tabla 7.12. Consumo de ácido sulfúrico.....	34
Tabla 7.13. Equipo dosificador de ácido sulfúrico .....	34
Tabla 7.14. Ficha técnica equipo dosificador de ácido sulfúrico.....	35
Tabla 7.15. Características de la dosificación.....	35
Tabla 7.16. Consumo de Hidróxido Sódico .....	35
Tabla 7.17. Ficha técnica equipo dosificador de Hidróxido Sódico .....	35
Tabla 7.18. Ficha técnica equipo dosificador de Hidróxido Sódico .....	36
Tabla 7.19. Características de la dosificación Metabisulfito sódico .....	36

Tabla 7.20. Consumo de Metabisulfito sódico .....	36
Tabla 7.21. Equipo dosificador de Metabisulfito sódico .....	37
Tabla 7.22. Ficha técnica equipo dosificador de Metabisulfito sódico .....	37
Tabla 7.23. Características de la dosificación de organofosfato .....	37
Tabla 7.24. Consumo de organofosfato .....	38
Tabla 7.25. Equipo dosificador de Metabisulfito sódico .....	38
Tabla 7.26. Ficha técnica equipo dosificador de Metabisulfito sódico .....	38
Tabla 7.27. Características de los lechos filtrantes empleados en la filtración por gravedad en la IDAM.....	41
Tabla 7.28. Parámetros de diseño de la etapa de filtración por gravedad.....	42
Tabla 7.29. Características de los lechos filtrantes empleados en la filtración por presión en la IDAM.....	43
Tabla 7.30. Parámetro de diseño de la etapa de filtración presurizada.....	43
Tabla 7.31. Parámetros de diseño de la etapa de microfiltración.....	44
Tabla 7.32. Procedimiento del contralavado.....	45
Tabla 7.33. Parámetros de diseño del lavado de los filtros por gravedad.....	45
Tabla 7.34. Parámetros de diseño del lavado de los filtros presurizados .....	46
Tabla 7.35. Parámetros de diseño del primer paso de ósmosis inversa.....	56
Tabla 7.36. Resultados de la simulación del modelo de membrana SWC5-LD.....	57
Tabla 7.37. Resultados de diseño del primer paso de ósmosis inversa.....	57
Tabla 7.38. Parámetros de diseño del segundo paso de ósmosis inversa.....	57
Tabla 7.39. Resultados de la simulación del modelo de membrana ESPAB.....	58
Tabla 7.40. Resultado de diseño del segundo paso de ósmosis inversa.....	59
Tabla 7.41. Parámetros de diseño ERI .....	63
Tabla 7.42. Ficha técnica ERI.....	63
Tabla 7.43. Características de los tramos del emisario submarino .....	69

Tabla 7.44. Caudal de Bombeo agua bruta.....	72
Tabla 7.45. Altura manométrica bombeo agua bruta .....	72
Tabla 7.46. Otros datos bombeo agua bruta .....	72
Tabla 7.47. Datos para el cálculo del NPSH.....	72
Tabla 7.48. Caudal de bombeo de baja presión.....	73
Tabla7.49. Caudal de bombeo de baja presión. ....	75
Tabla 7.50. Caudal de bombeo de baja presión.....	76
Tabla 7.51. Caudal de Bombeo Alta Presión primer paso .....	77
Tabla 7.52. Altura manométrica bomba Alta Presión primer paso .....	77
Tabla 7.53. Otros datos bombeo agua bruta.....	77
Tabla 7.54. Caudal de Bombeo Alta Presión segundo paso.....	78
Tabla 7.55. Altura manométrica bomba Alta Presión segundo paso.....	78
Tabla 7.56. Otros datos bombeo agua bruta.....	78
Tabla 7.57. Caudal bomba booster .....	79
Tabla 7.58. Altura manométrica bomba booster.....	79
Tabla 7.59. Otros datos bomba booster .....	79
Tabla 7.60. Parámetros y resultados de diseño del depósito de agua bruta. ....	80
Tabla 7.61. Parámetros y resultados de diseño de los depósitos de permealdo del primer paso. .....	81
Tabla 7.62. Parámetros y resultados de diseño de los tanques de almacenamiento de producto.....	81
Tabla 7.63. Parámetros y resultados de diseño de los tanques de almacenamiento de salmuera.....	82
Tabla 7.64. Tanque de Hipoclorito Sódico .....	82
Tabla 7.65. Depósito de Cloruro Férrico.....	82
Tabla 7.66. Tanque de ácido sulfúrico .....	83

Tabla 7.67. Tanque de Hidróxido Sódico .....	83
Tabla 7.68. Tanque de Metabisulfito sódico. ....	83
Tabla 9.1. Costes de inversión de la IDAM. ....	87
Tabla 9.2. Amortización de equipos y obra civil. ....	87
Tabla 9.3. Costes fijos contemplados en la IDAM. ....	88
Tabla 9.4. Costes fijos de personal. ....	88
Tabla 9.5. Costes fijos de mantenimiento y conservación de la explotación. ....	89
Tabla 9.6. Costes fijos de reposición de material fungible. ....	89
Tabla 9.7. Costes fijos de reposición de membranas. ....	89
Tabla 9.8. Costes fijos de administración y varios. ....	89
Tabla 9.9. Costes del plan de vigilancia ambiental. ....	90
Tabla 9.10. Costes fijos de los seguros necesarios. ....	90
Tabla 9.11. Coste de análisis de aguas. ....	90
Tabla 9.12. Resumen de gastos fijos contemplados en la IDAM. ....	91
Tabla 9.13. Costes variables contemplados en la IDAM. ....	92
Tabla 9.14. Costes variables de reactivos. ....	92
Tabla 9.15. Costes variables de tratamiento de fangos. ....	92
Tabla 9.16. Costes variables de limpieza de membranas. ....	92
Tabla 9.17. Costes variables de reposición de membranas. ....	92
Tabla 9.18. Costes variables de reposición de filtros de cartuchos. ....	93
Tabla 9.19. Costes variables energéticos. ....	93
Tabla 9.20. Resumen de gastos variables en la IDAM en el caso de operación con doble paso. ....	93
Tabla. 9.21. Costes totales de la instalación con operación con doble paso (incluyendo amortización). ....	95

Tabla 9.22. Costes totales de la instalación con operación con doble paso (sin incluir amortización).....	95
Tabla 9.23. Resumen de gastos variables en la IDAM en el caso de operación con un único paso. ....	96
Tabla. 9.24. Costes totales de la instalación con operación con único paso (incluyendo amortización).....	97
Tabla 9.25. Costes totales de la instalación con operación con doble paso (sin incluir amortización).....	97
Tabla 10.1. Comparativo económico y energético entre operación con doble y único paso de OI. ....	99

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Distribución de agua .....	2
Figura 2.2. Distribución de Agua Dulce .....	3
Figura 2.3. Ciclo hidrológico .....	3
Figura 2.4. Disponibilidad del agua en el mundo .....	4
Figura 2.5. Mapa de valores medios de la precipitación anual (mm) en el periodo 1940/41-1995/96.....	6
Figura 2.6. Distribución mensual de la precipitación media en España.....	7
Figura 2.7. Mapa de evapotranspiración real media anual en mm (periodo 1940/41- 1995/96). .....	8
Figura 2.8. Mapa de escurrimiento total media anual en mm (periodo 1940/41 - 1995/96). .....	9
Figura 2.9. Relación entre los indicadores de cotas máximas de disponibilidades hídricas, y los recursos totales en régimen natural, por ámbitos de planificación. ....	10
Figura 2.10. Mapa de distribución territorial de la actividad industrial. ....	12
Figura 2.11. Mapa de zonas regadas con los orígenes del agua .....	13
Figura 3.1. Evolución de la capacidad de producción mundial contratada y puesta en marcha entre 1980 y 2011.....	16
Figura 3.2. Producción mundial de agua desalada y capacidad de producción contratada por tipo de tecnología. ....	17
Figura 3.3. Distribución de la producción de agua desalada en el año 1996. ....	18
Figura 3.4. Distribución de la producción de agua desalada en el año 2008. ....	18
Figura 3.5. Evolución de la capacidad de producción total instalada en España en el periodo de 1960 al 2005. ....	19
Figura 3.6. Distribución de las plantas españolas por su capacidad y distribución de la producción nacional por tipo de tecnología, de agua bruta y de usuario final, 2008. ....	20
Figura 4.1. Mapa de la provincia de Málaga.....	22
Figura 4.2. Termografía de la población flotante de Andalucía. ....	23

Figura 7.1. Batimetría .....	28
Figura 7.2. Torre de toma.....	28
Figura 7.3. Inmisario fondeado.....	29
Figura 7.4. Puntos de dosificación de reactivos químicos. ....	39
Figura 7.5. Filtros por gravedad usados en la IDAM.....	40
Figura 7.6. Distribución del tamaño de partículas en el filtro multicapa usado en la IDAM. ..	40
Figura 7.7. Muestra de arena, antracita y granate. ....	40
Figura 7.8. Filtros presurizados empleados en la IDAM. ....	42
Figura 7.9. Cartuchos usados en la IDAM y cuerpo del filtro de cartuchos en acero inoxidable. .....	44
Figura 7.10. Velocidad de contralavado. ....	45
Figura 7.11. Esquema del fenómeno de ósmosis directa. ....	46
Figura 7.12. Esquema del fenómeno de ósmosis inversa. ....	47
Figura 7.13. Esquema de una membrana de ósmosis inversa enrollada en espiral. ....	48
Figura 7.14. Tubo de presión de siete membranas. ....	48
Figura 7.15. Imágenes de bastidores de ósmosis inversa. ....	48
Figura 7.16. Esquema de una operación de ósmosis inversa.....	49
Figura 7.17. Parámetros relativos al agua de aporte influyentes en la operación de ósmosis inversa. ....	53
Figura 7.18. Esquema de dos paso de ósmosis inversa.....	54
Figura 7.19. Esquema de un paso de ósmosis con dos etapas. ....	54
Figura 7.20. Esquema simplificado de las unidades de ósmosis del proceso. ....	55
Figura 7.21. Esquema Recuperación de Energía.....	60
Figura 7.22. Esquema de la conexión de un intercambiador de presión.....	61
Figura7.23. Alimentación con agua de mar. ....	61
Figura 7.24. Transferencia de la presión existente en la salmuera de rechazo. ....	62

Figura 7.25. Esquema de la recuperación de energía con intercambiadores de presión. ....	63
Figura 7.26. Saturadores de cal utilizados en la IDAM. ....	64
Figura 7.27. Diagrama básico de funcionamiento de los Saturadores de cal en la IDAM. ....	65
Figura 7.28. Esquema emisario submarino .....	70
Figura 7.29. Emisario submarino .....	70
Figura 9.1. Resumen de gastos fijos en la IDAM en el caso de operación con doble paso. ....	91
Figura 9.2. Resumen de gastos variables en la IDAM en el caso de operación con doble pas..	94
Figura 9.3. Resumen de los costes de explotación en la IDAM en el caso de operación con doble paso. ....	94
Figura 9.4. Costes de explotación en la IDAM en el caso de operación con único paso. ....	97
Figura 10.1. Costes de explotación en el caso de operación con único paso (izq) y doble paso (der). ....	100

### 1. OBJETIVO

---

El presente trabajo tiene por objeto tanto el diseño de una Instalación Desaladora de Agua de Mar de gran capacidad, 210.000m<sup>3</sup>/día, con pretratamiento convencional, ósmosis inversa y posibilidad de operación con simple y doble paso, como el desarrollo del comparativo energético y económico entre ambas posibilidades de producción. El agua producto, destinada para riego y abastecimiento urbano, se verá condicionada al cumplimiento de lo dispuesto en el Real Decreto 140/2003 por el que se establecen los criterios sanitarios de calidad del agua de consumo humano, y a requerimientos adicionales relativos a su composición entre los que destacan fundamentalmente restricciones en su contenido en boro.

## 2. INTRODUCCIÓN

Los ríos, lagos, humedales y arroyos son las principales fuentes de agua dulce. La población a través del tiempo se ha establecido cerca de éstos debido a su gran importancia vital. Uno de los mayores problemas a los que se enfrenta el ser humano hoy en día es la idea de la escasez de agua, y de que algún día este recurso se acabe, puesto que los suministros de agua son limitados, y la contaminación es una amenaza constante.

La desalinización de agua de mar se plantea como una solución muy prometedora, pero hay que tener en cuenta el coste energético de estas tecnologías y los impactos ambientales que pueden provocar, así como los diferentes usos a los que se puede destinar el agua desalinizada.

### 2.1. LOS RECURSOS HÍDRICOS EN EL MUNDO

Se estima que en el mundo existen unos 1.400 millones de  $\text{km}^3$  de agua, de los cuales 35 millones (2,5 por ciento) son de agua dulce.

Distribución de los recursos hídricos mundiales			
	Volumen de agua (millones $\text{km}^3$ )	Porcentaje del total del agua	Porcentaje de agua dulce
<b>AGUA TOTAL</b>	1 386	100,00	
Agua salina	1 351	97,47	
Agua dulce	35	2,53	100,0
Glaciares y capas polares	24,4	1,76	69,7
Agua subterránea	10,5	0,76	30,0
Lagos, ríos y atmósfera	0,1	0,01	0,3

Tabla 2.1. Distribución de los recursos hídricos mundiales



Figura 2.1. Distribución de agua

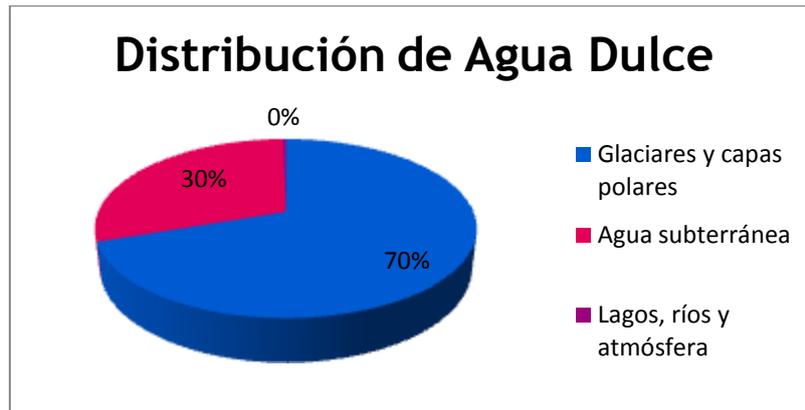


Figura 2.2. Distribución de Agua Dulce

La gran cantidad de agua dulce de las capas polares, glaciares y acuíferos profundos no es utilizable. El agua dulce que puede ser usada procede esencialmente de la escorrentía superficial del agua de lluvia, generada en el ciclo hidrológico (véase la figura adjunta). El agua se recicla continuamente por la evaporación causada por la energía solar.

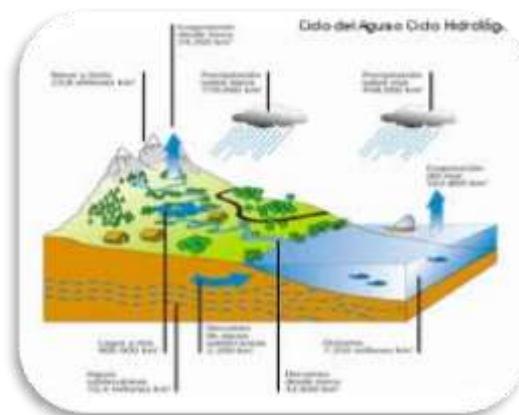


Figura 2.3. Ciclo hidrológico

El promedio anual de precipitación sobre la tierra alcanza  $119.000 \text{ km}^3$ , de los cuales alrededor de  $74.000 \text{ km}^3$  se evaporan a la atmósfera. Los  $45.000 \text{ km}^3$  restantes fluyen hacia lagos, embalses y cursos de agua o se infiltran en el suelo alimentando a los acuíferos. Este volumen de agua se denomina convencionalmente «recursos hídricos». No todos estos recursos son utilizables, porque parte del agua fluye hacia ríos remotos y parte durante inundaciones periódicas. Se estima que de  $9.000$  a  $14.000 \text{ km}^3$  son económicamente utilizables por el hombre, nada en comparación con la cantidad total de agua de la tierra.

Las extracciones anuales de agua para uso humano ascienden a alrededor de  $3.600 \text{ km}^3$ . Parte del caudal de agua superficial debe seguir su curso natural para asegurar la dilución de efluentes y para asegurar la conservación de los ecosistemas acuáticos. El caudal ecológico que debe llevar un río depende de la época del año y de otros factores específicos de cada

cuenca hidrográfica. Los caudales mínimos anuales de los ríos se estiman en unos 2.350 km<sup>3</sup>, aunque es necesario conocer mejor los aspectos ecológicos de los ríos, que son complejos. Si a esta cantidad se suma la que se extrae para uso humano resulta que ya están comprometidos 5 950 km<sup>3</sup> de los recursos de agua dulce fácilmente disponibles.

Globalmente, las cifras de recursos hídricos muestran que la situación es delicada, teniendo en cuenta las proyecciones demográficas y las demandas de agua. La situación ya es crítica en varios países y regiones, pues tanto la población como los recursos están distribuidos irregularmente. La escasez de agua dulce y la competencia entre los usuarios está aumentando en cada vez mayor número de zonas del mundo.

### 2.1.1. Disponibilidad de agua en el mundo

Se dice que un país experimenta **tensión hídrica** cuando el suministro anual de agua desciende a menos de 1.700 metros cúbicos por persona. Cuando desciende a niveles de 1.700 a 1.000 metros cúbicos por persona, pueden preverse situaciones de escasez periódica o limitada de agua. Cuando los suministros anuales de agua bajan a menos de 1.000 metros cúbicos por persona, el país enfrenta escasez de agua. Una vez que un país experimenta esa situación, puede esperar una escasez crónica que amenace la producción de alimentos, obstaculice el desarrollo económico y dañe los ecosistemas. Según INFO, hay 50 países que ya enfrentan escasez de agua; algunos de ellos son Irak, Angola, Costa de Marfil, Egipto, Somalia, Madagascar, Jordania, Afganistán, Túnez y Kuwait.

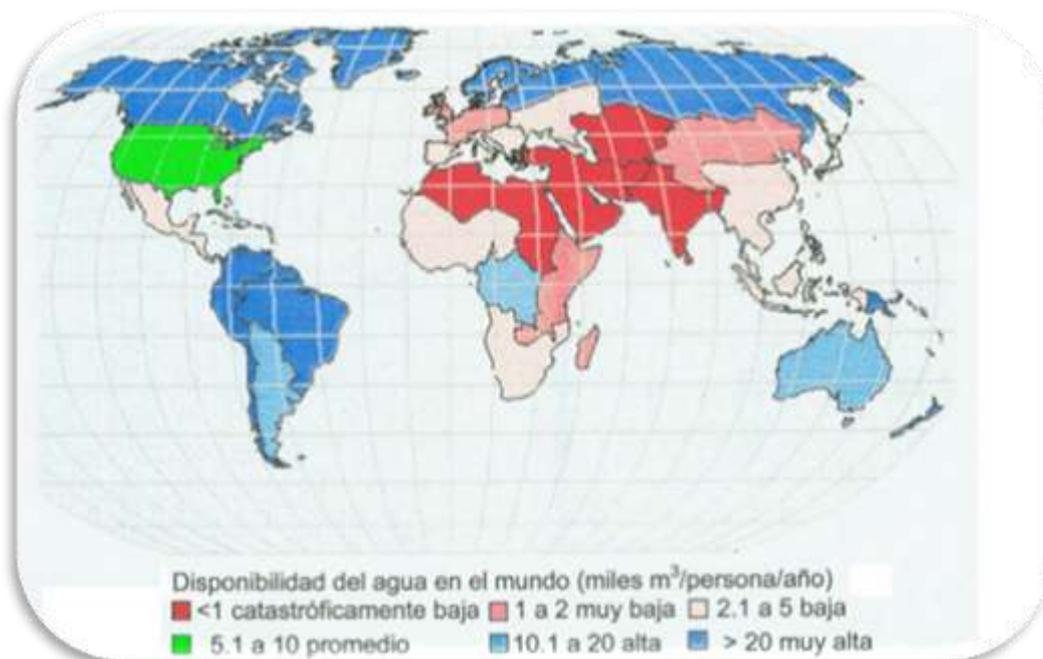


Figura 2.4. Disponibilidad del agua en el mundo

Si la cantidad de habitantes del mundo sigue aumentando (ya que se estima que pasaremos de ser 6.000 millones a **8.900 millones para 2050**), queda claro que se necesitará más agua para alimentarla. El incremento en la demanda de agua dulce a nivel mundial también se debe al aumento del desarrollo tecnológico, la urbanización masiva, y los altos niveles de vida (un kilo de carne de una vaca que se alimenta con granos necesita al menos 15 metros cúbicos de agua mientras que un kilo de cereales necesita sólo tres metros cúbicos). *[Fuente: Biblioteca del congreso nacional de Chile].*

## 2.2. RECURSOS HÍDRICOS EN ESPAÑA

### 2.2.1. Recursos hídricos renovables en España

#### 2.2.1.1. Contrastes geográficos y climáticos

España dispone de unos recursos hídricos renovables del orden de los 11.000 Hm<sup>3</sup>, lo que supone unos 2.700 m<sup>3</sup> por habitante y año. Presenta fuertes contrastes geográficos y climáticos que condicionan la distribución y disponibilidad de los recursos hídricos naturales.

Pueden diferenciarse en la Península tres grandes ámbitos en lo que se refiere a la abundancia y distribución de los recursos hídricos:

- **El sector septentrional y noroccidental**, integrado por Galicia, y las regiones cántabro-pirenaicas, se caracteriza por una gran abundancia de recursos hídricos, y una relativa regularidad de los mismos.
- **El sector central**, constituido por las grandes cuencas hidrográficas interiores, acusa la sombra pluviométrica de los sistemas montañosos circundantes, recibiendo precipitaciones modestas, con un incremento de la aridez en las áreas más continentales (Cuenca media del Ebro, Cuenca baja del Duero, etc.). En este sector la abundancia de agua está muy condicionada por las aportaciones que se producen desde los sistemas montañosos. Entre ellas son especialmente importantes las procedentes del sistema Cantábrico (Cuenca del Duero) y Pirineos (Cuenca del Ebro), que son los principales productores de recursos hídricos en el ámbito ibérico. Adquieren también importancia en este sector los recursos hídricos de los acuíferos detríticos ubicados en el centro de las grandes cuencas.
- **El sector mediterráneo** está constituido por las cuencas pequeñas y medias vertientes a este mar, con pluviometrías por lo general modestas debido a su localización en sombra respecto a los vientos húmedos de componente noroccidental. Destaca la acusada irregularidad de sus precipitaciones con prolongados periodos de sequía y episodios pluviométricos catastróficos de tipo convectivo. La escasez e irregularidad de los recursos no se compensa con las aportaciones fluviales, al tratarse de cuencas reducidas

con régimen torrencial, carentes de grandes núcleos orográficos productores de agua. La escasez natural de agua se incrementa hacia el sur, alcanzando sus niveles máximos en las áreas litorales de Murcia y Almería. Adquieren gran importancia en este ámbito los recursos subterráneos, vinculados mayoritariamente con acuíferos carbonatados, pues regulan de forma natural las aportaciones que contribuyen a mantener los caudales base en la red fluvial.

#### 2.2.1.2. Escorrentías totales en España

Para conocer el valor de las escorrentías totales que se producen en nuestro territorio se debe tener en cuenta tanto el **régimen de precipitaciones** como el de **evapotranspiración**. Estas son las dos variables climáticas básicas que, con el control geológico establecido por el terreno, configuran el régimen de las escorrentías.

##### ○ RÉGIMEN DE PRECIPITACIONES.

A escala interanual, la variabilidad espacial de las precipitaciones en España se muestra en el mapa adjunto, donde se reflejan los valores medios anuales de precipitación (en mm) para el periodo de 56 años comprendido entre los años hidrológicos (de octubre a septiembre) 1940/41 y 1995/96.

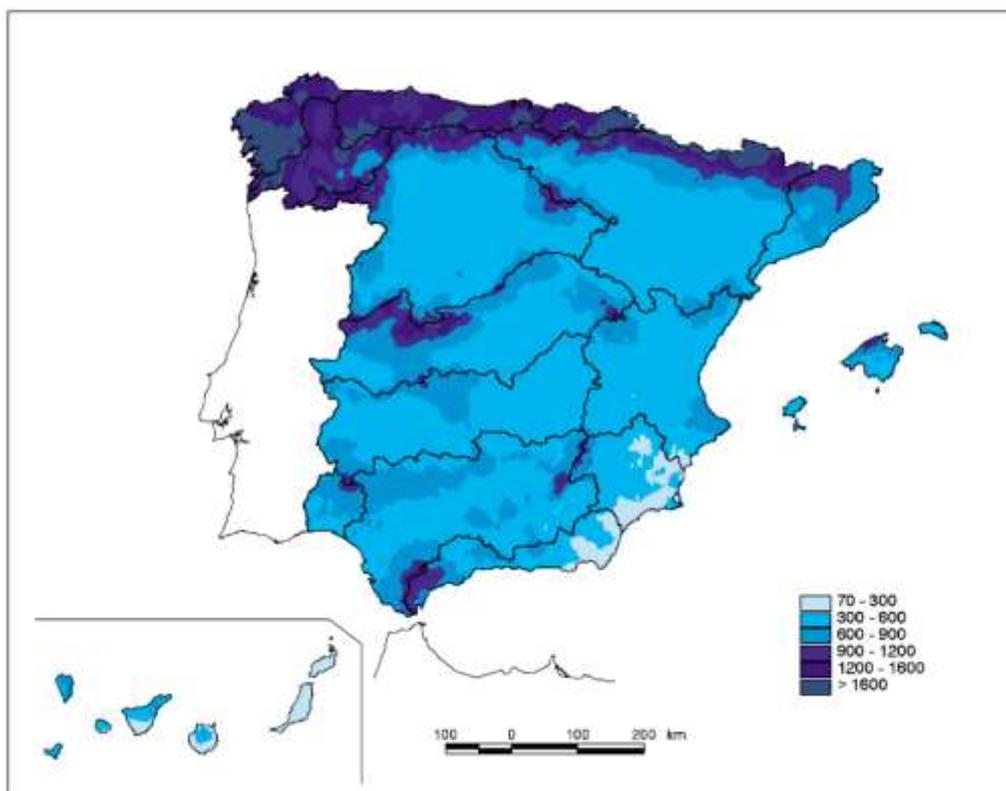


Figura 2.5. Mapa de valores medios de la precipitación anual (mm) en el periodo 1940/41-1995/96.

Los valores de precipitación anual varían mucho, desde los más de 1.600 mm en extensas zonas del territorio, en las que se superan incluso los 2.000 mm, a los 300 mm de amplias áreas del Sureste peninsular y los menos de 200 mm en algunas zonas de las Islas Canarias. La media para España es de 684 mm, equivalentes a unos 346.000 hm<sup>3</sup>/año.

La distribución intranual de precipitaciones se muestra en la siguiente gráfica, en la que puede verse que, a escala global, el mes más lluvioso es el de diciembre, y el menos lluvioso es el de julio.

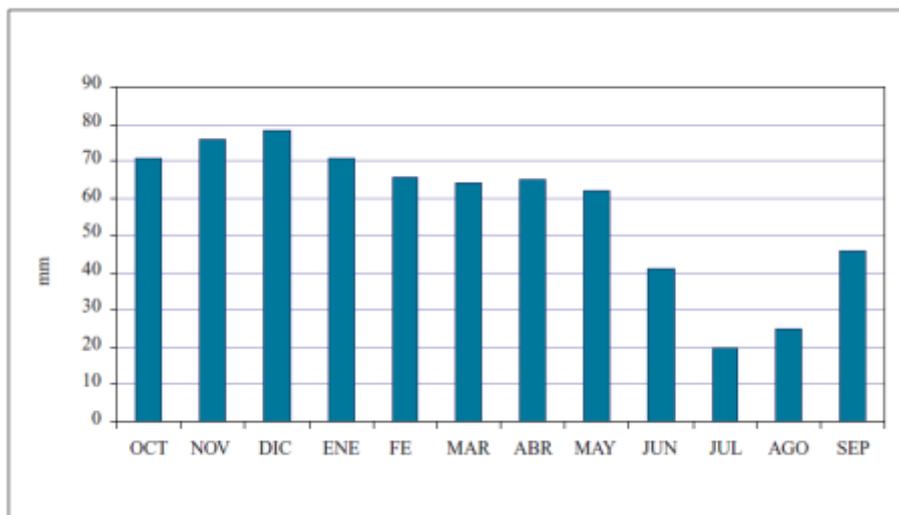


Figura 2.6. Distribución mensual de la precipitación media en España.

- RÉGIMEN DE EVAPOTRANSPIRACIÓN.

La **evapotranspiración potencial (ETP)** media anual en España, en el mismo periodo que en el caso de las precipitaciones es de 862 mm, presentando sus máximos en la mitad meridional de la península, Canarias, y el valle central del Ebro.

La **evapotranspiración real (ET)**, mostrada en la figura siguiente, presenta en el mismo periodo un valor medio global de 464 mm/año, siendo bastante menor que la ETP, al no darse siempre las condiciones óptimas de humedad en el suelo para que se produzca la evapotranspiración a su tasa potencial. Como es lógico, las mayores diferencias relativas se darán en los territorios más secos, y las menores diferencias en los más húmedos.

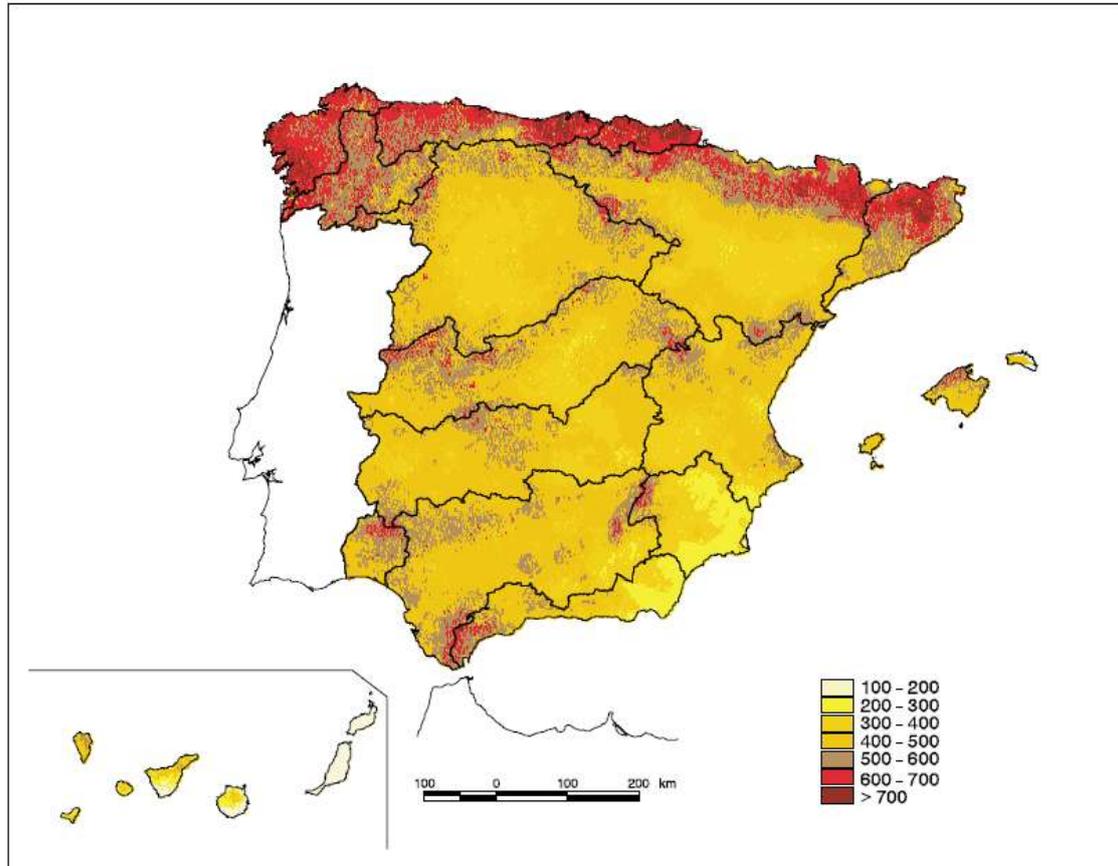


Figura 2.7. Mapa de evapotranspiración real media anual en mm (periodo 1940/41- 1995/96).

- ESCORRENTÍA TOTAL.

Consecuencia del efecto de las variables climáticas junto con las características del terreno, la escorrentía total media anual en España sigue un patrón de comportamiento espacial similar al de las precipitaciones, aunque con una mayor variabilidad. El valor medio anual de la escorrentía total en España es de 220 mm, equivalentes, como se vio, a unos 111.000 hm<sup>3</sup>.

En la siguiente figura se puede observar que en cuanto a la distribución espacial son evidentes las grandes diferencias territoriales que muestra, variando desde áreas donde la escorrentía es de menos de 50 mm/año (sureste de España, la Mancha, el valle del Ebro, la meseta del Duero, y las Islas Canarias) hasta otras donde supera los 800 mm/año (cuencas del Norte y áreas montañosas de algunas cuencas).

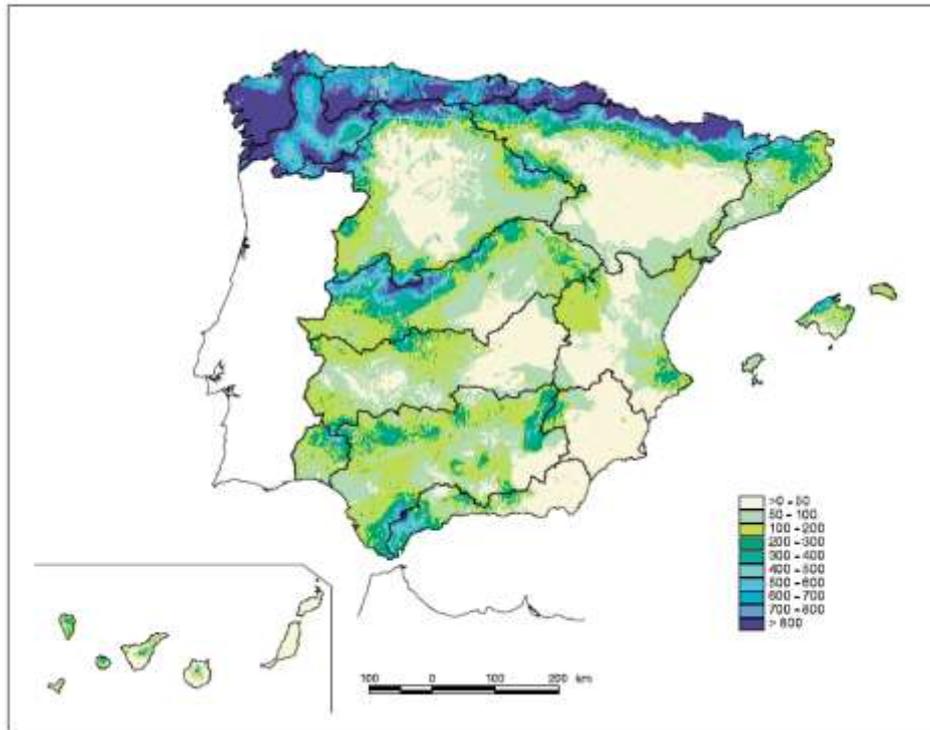


Figura 2.8. Mapa de escorrentía total media anual en mm (periodo 1940/41 - 1995/96).

En la siguiente tabla se recogen los datos de recursos hídricos totales en régimen natural.

ÁMBITO DE PLANIFICACIÓN	RECURSOS HÍDRICOS EN RÉGIMEN NATURAL (hm <sup>3</sup> /año)
Galicia Costa	12.250
Norte	31.907
Ebro	17.967
Duero	13.660
Tajo	10.883
Guadiana	5.475
Guadalquivir	8.601
Sur	2.351
Segura	803
Júcar	3.432
C.I. Cataluña	2.787
<b>TOTAL PENÍNSULA</b>	<b>110.116</b>
Baleares	661
Canarias	409
<b>TOTAL ESPAÑA</b>	<b>111.186</b>

Tabla 2.2. Valores medios anuales simulados de recursos hídricos por ámbitos de planificación, correspondientes al período 1940/41-1995/96.

Puede decirse que las unidades hidrográficas septentrionales cuentan con una muy abundante dotación natural de recursos, siendo improbable que este factor adquiera carácter limitante desde un punto de vista ambiental o socioeconómico.

Las grandes cuencas interiores presentan abundancia global de recursos pero pueden sufrir problemas de escasez con carácter local, al albergar áreas continentales secas. Este efecto local se atenúa por la presencia de áreas productoras de agua dentro de las mismas cuencas y por el papel distribuidor de los grandes sistemas fluviales. Dentro de este ámbito, las posibilidades de que la disponibilidad de recursos hídricos ejerza un efecto limitante global se incrementa en las cuencas meridionales (Guadiana y Guadalquivir).

Las cuencas mediterráneas muestran una escasez natural de recursos que puede resultar limitante. La intensidad de estas limitaciones se hace máxima en el ámbito sudoriental comprendido entre el Cabo de la Nao (Alicante) y Sierra Nevada (Granada), afectando a las unidades hidrográficas del Júcar (en su parte meridional), Segura (en su totalidad) y Sur (en su parte oriental).

### 2.2.2. Recursos hídricos disponibles en España

De todos los recursos hídricos naturales en España solo un porcentaje está disponible para la demanda existente en el país. En el gráfico siguiente, se ilustra la relación entre disponibilidades máximas y recursos naturales. Dicha relación se obtiene mediante un indicador del nivel máximo de recursos disponibles obtenido mediante la suma de las disponibilidades de distinto origen (volúmenes regulados en embalses, bombeo de aguas subterráneas, reutilización directa, desalación de agua de mar y transferencias superficiales). Aunque estas disponibilidades particulares no son estrictamente sumables, su agregación ofrece un indicador adecuado para comparar las disponibilidades máximas relativas entre distintos ámbitos de planificación.

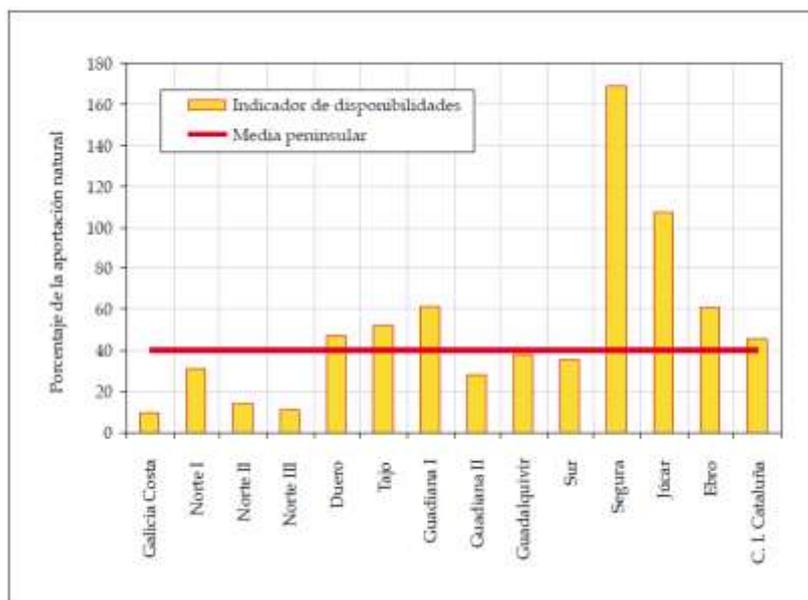


Figura 2.9. Relación entre los indicadores de cotas máximas de disponibilidades hídricas, y los recursos totales en régimen natural, por ámbitos de planificación.

### 2.2.3. La demanda de los recursos hídricos en España

Es usual considerar la demanda de agua compuesta por los tres tipos de uso principales de **Abastecimiento a la población, Demanda industrial y Regadío**. Además, debe añadirse también la exigencia de recursos para satisfacer **requerimientos medioambientales**, aún cuando la legislación española no los considere como un uso sino como una restricción previa al sistema de usos.

Cada tipo de demanda posee unas características diferentes en cuanto a sus requerimientos cualitativos y cuantitativos, su distribución espacial, su evolución previsible, y las modalidades de uso, más o menos consuntivas, a que dan lugar.

#### 2.2.3.1. El abastecimiento a la población

Esta demanda incluye el agua destinada tanto a asentamientos urbanos como rurales, además de las industrias allí localizadas. Cabe señalar que una proporción alta de las cantidades extraídas de agua para este uso retorna al ciclo hidrológico, aproximadamente un 80%. De las demandas consuntivas totales un 15 % se destina a este uso, ascendiendo a una cantidad de 4.700 hm<sup>3</sup>/año.

Cabe señalar, que paradójicamente en España, las áreas con mayores déficit hidrológicos, son las que mayor concentración urbana tienen, y las que están experimentando un fuerte desarrollo turístico.

#### 2.2.3.2. Demanda industrial

Los volúmenes anuales dedicados a usos industriales se estima en torno a 1.700 hm<sup>3</sup>, un 5% de los consumos totales. Estos consumos no contemplan los abastecidos por las redes de distribución urbanas ni los destinados a la producción energética (refrigeración e hidroelectricidad) cuyos consumos netos son muy escasos. A continuación se muestra cómo se distribuye la actividad industrial en el territorio español.

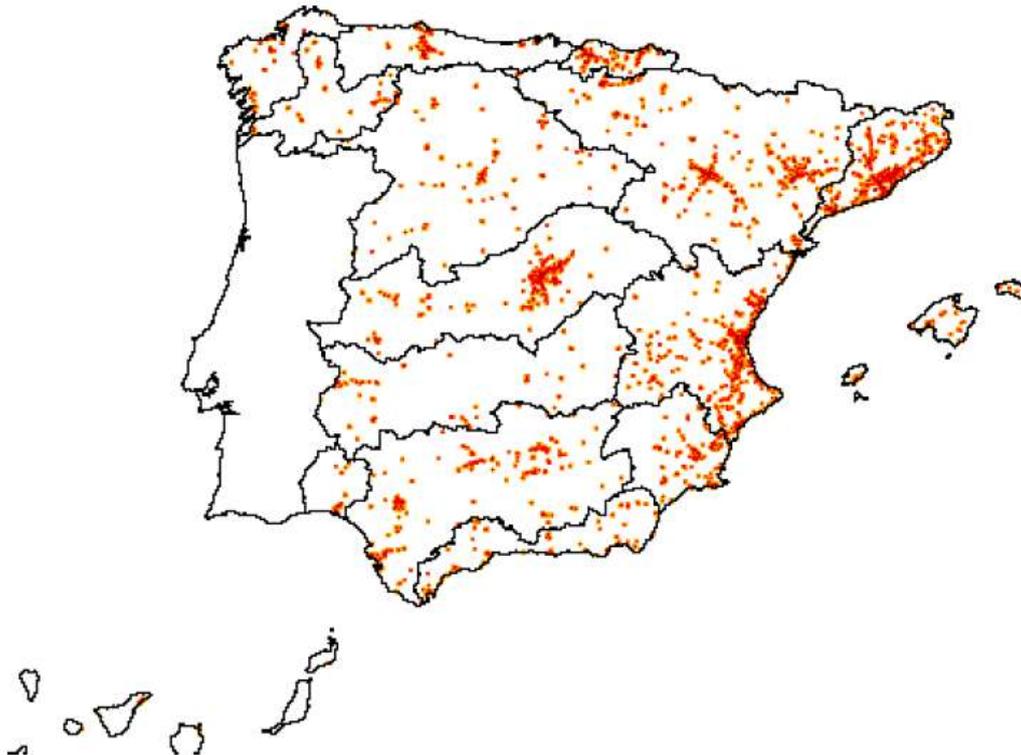


Figura 2.10. Mapa de distribución territorial de la actividad industrial.

La evolución de la demanda industrial estimada por los planes de cuenca para sus horizontes de planificación a 10 y 20 años prevé unos incrementos respectivos del 16 y 25% sobre la situación actual.

#### 2.2.3.3. Demanda de regadío

El regadío es, cuantitativamente, el principal uso del agua en España, con una demanda hídrica superior a los 24.000 hm<sup>3</sup>/año, lo que representa casi el 80% del total de las detracciones totales. Estos recursos abastecen a una superficie de 3,4 millones de hectáreas, lo que supone casi un 18% del área cultivada. En la siguiente figura se muestra la distribución de las áreas regadas según el origen del agua (subterránea, superficial o mixta).

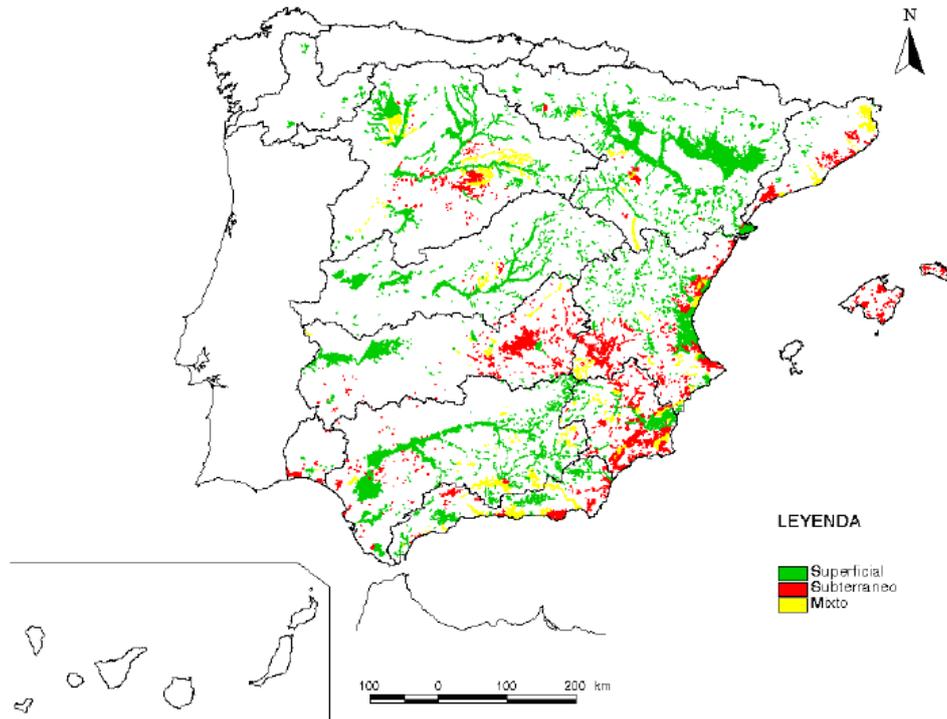


Figura 2.11. Mapa de zonas regadas con los orígenes del agua

En España, la importancia cualitativa y cuantitativa del regadío es muy diferente según el ámbito territorial que se considere. Se ponen de manifiesto las importantes diferencias existentes entre los grandes ámbitos territoriales septentrional, interior y mediterráneo.

En lo que se refiere a la evolución de las demandas para regadío, los planes hidrológicos de cuenca han efectuado sus previsiones sobre la base de un incremento máximo de la demanda para regadío de unos  $3.000 \text{ hm}^3$  para el primer horizonte (10 años) y algo más de  $6.000 \text{ hm}^3$  para el segundo (20 años). Estas previsiones de los planes de cuenca se han efectuado estimando no el desarrollo razonablemente previsible sino el máximo consumo posible desde el punto de vista de la oferta hídrica ya que dada la importancia cuantitativa del regadío, dicha estimación al alza permite incrementar los niveles de seguridad de la planificación hidrológica en su conjunto.

#### 2.2.3.4. Los requerimientos ambientales

La conservación de los recursos ecológicos y paisajísticos vinculados con el agua requiere el mantenimiento de unos flujos mínimos: descargas de los acuíferos, caudales circulantes en la red fluvial o aportaciones al mar en las desembocaduras, sin los cuales estos recursos podrían experimentar una fuerte degradación. Este patrimonio natural, además de su valor intrínseco, está adquiriendo una creciente proyección económica por la demanda social de bienes y servicios relacionados con la naturaleza.

Entre las manifestaciones más relevantes de los sistemas vinculados con el agua que requieren una asignación de recursos hídricos en la planificación hidrológica pueden mencionarse los siguientes:

- **Ecosistemas fluviales en general**, especialmente los ubicados en el ámbito mediterráneo, que por su fragilidad intrínseca y la presión a que se ven sometidos se encuentran en una situación de grave amenaza.
- **Zonas húmedas y sistemas lacustres continentales**, muchos de ellos sometidos a fuertes impactos por la sobreexplotación de acuíferos o el aprovechamiento exhaustivo de las aguas superficiales.
- **Pequeños humedales vinculados a las aguas subterráneas**, criptohumedales, manantiales, vegas, riberas, saladares y otras manifestaciones de las aguas subterráneas en superficies que sin constituir espacios emblemáticos contribuyen a la calidad y diversidad ecológica del territorio y frecuentemente no se encuentran amparados por figuras de protección.
- **Zonas húmedas de transición marítimo-terrestre**, en especial las ubicadas en desembocaduras (deltas, marismas, estuarios, rías, etc.) que son especialmente sensibles a la gestión hidrológica de las cuencas de las que dependen.
- **Embalses artificiales**, que frecuentemente albergan importantes valores ecológicos, paisajísticos o recreativos.
- **Regadíos tradicionales**, que constituyen con frecuencia un importante patrimonio paisajístico y cultural de las regiones mediterráneas y que en numerosos casos albergan hábitats o especies de importancia regional, nacional o comunitaria.

En el Libro Blanco del Agua en España, el cálculo de las disponibilidades existentes para satisfacer las diferentes demandas, se ha efectuado descontando un volumen del 20% de los recursos naturales totales en concepto de requerimiento ambiental y de margen de seguridad sobre las estimaciones de los requerimientos futuros. Esta hipótesis de cálculo reserva un volumen de recursos mayor que el previsto en los planes de cuenca.

### 3. JUSTIFICACIÓN Y ANTECEDENTES

#### 3.1. CONCEPTO DE DESALACIÓN

El término desalación hace referencia a todo proceso mediante el cual se produce agua dulce por disminución del contenido en sales del agua de partida, incluyéndose bajo esta denominación tanto los procesos que separan sales del agua, como los procesos que separan agua de sales. Los procesos de desalación tienen por objeto disminuir el contenido salino de las aguas para su posterior uso, siendo las características del agua bruta y los requerimientos del uso del agua los factores que determinan la extensión del proceso de desalación.

#### 3.2. PROCESOS Y TECNOLOGÍAS DE DESALACIÓN

La desalación, que de manera natural ocurre por evaporación o cristalización, se lleva a cabo a escala industrial por medio de dos tipos distintos de procesos: los procesos térmicos y los procesos de membrana.

Los procesos térmicos se basan en la destilación como operación de separación del agua de las sales por cambio de fase de líquido a vapor y lleva empleándose durante siglos. Las primeras plantas de producción de agua dulce por desalación térmica datan de los años cincuenta y Oriente Medio es la región pionera y líder en el diseño e implementación de plantas desaladoras de agua de mar por procesos térmicos. Las tecnologías desarrolladas son tres: la destilación multiefecto (MED), empleada en las primeras instalaciones; la destilación flash multietapa (MSF), empleada en la actualidad; y la destilación por compresión de vapor (CV). La tecnología de desalación por destilación multietapa permanece como el proceso de desalación predominante hoy en día en Oriente Medio, debido a la disponibilidad de combustibles fósiles de esta región y a la elevada salinidad de su agua marina.

La separación que se consigue mediante los procesos de membranas no conlleva ningún cambio de fase, sí conlleva la interacción del agua y de las sales con membranas de diversa composición y naturaleza. Gracias al rápido desarrollo de la fabricación de membranas para aplicación en procesos de desalación, la desalación mediante membranas se ha instaurado como proceso de desalación principal en las plantas desaladoras de nueva construcción, por encima del proceso térmico. No obstante, las tecnologías de membrana tienen una limitación en cuanto a la salinidad del agua bruta se refiere, ya que si ésta es muy elevada, la presión a la que debe tener lugar el proceso supera la presión máxima de operación de las membranas hasta ahora disponibles. Las tecnologías de membrana son tres: la ósmosis inversa (OI), que tiene aplicación en desalación tanto de aguas marinas como de aguas salobres; la nanofiltración (NF), cuya aplicación puede ser aislada para la desalación de aguas moderadamente salobres, o bien, en combinación con la ósmosis inversa para la desalación de

aguas marinas; y la electrodiálisis (ED), que produce la remoción de los iones salinos por acción de una corriente eléctrica y sólo tiene aplicación para desalación de aguas salobres.

### 3.3. EVOLUCIÓN DE LA DESALACIÓN

El primer uso comercial conocido del agua desalada en la época moderna es la producción de agua dulce por destilación en barcos, que supuso la posibilidad de emprender viajes más largos al eliminarse la necesidad de cargar con toda el agua dulce necesaria para el abastecimiento durante el viaje. Los comienzos del desarrollo de técnicas de destilación avanzadas y adición de reactivos químicos a este efecto se sitúan en las últimas décadas del siglo XVIII, que resultaron en los primeras plantas comerciales de desalación entre las que se encuentran la planta de Tigne construida en Malta en el año 1881, o la planta de Jeddah, construida en Arabia Saudí en el año 1907.

Las plantas desaladoras de agua de mar comenzaron a desarrollarse en los años cincuenta, construyéndose en los años sesenta en Kuwait la primera planta industrial desaladora de agua de mar mediante proceso térmico. Las membranas comenzaron por aquel entonces a aplicarse en el campo de la desalación, construyéndose la primera planta de desalación de agua salobre por ósmosis inversa a finales de los años sesenta. Durante la década de los setenta, las mejoras desarrolladas en los materiales de las membranas posibilitaron su aplicación en la desalación de agua de mar. Durante los últimos cuarenta años, los avances y mejoras en la tecnología de ósmosis inversa la sitúan como tecnología de referencia para nuevas instalaciones de desalación. El desarrollo de los procesos térmicos y de membrana que a finales de los años sesenta y durante los años setenta tuvo lugar, que desencadenó un crecimiento exponencial hasta la actualidad de la capacidad de producción de la desalación a nivel mundial, como puede observarse en la siguiente gráfica:

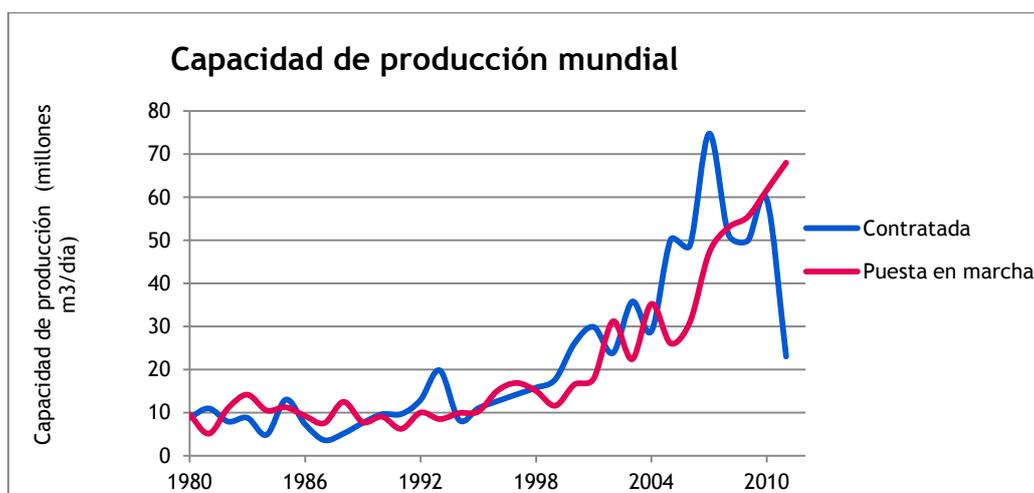


Figura 3.1. Evolución de la capacidad de producción mundial contratada y puesta en marcha entre 1980 y 2011.

En la actualidad, alrededor del 50% de las aproximadamente 15.000 plantas desaladoras en operación en el mundo son plantas de ósmosis inversa. La región de Oriente Medio agrupa aproximadamente el 50% de la capacidad de producción mundial de agua desalada y la planta desaladora de mayor capacidad de producción en el mundo se encuentra en los Emiratos Árabes Unidos, cuyo proceso combina las tecnologías de destilación multietapa y ósmosis inversa, con una capacidad de producción de 454.000 m<sup>3</sup>/día.

Las siguientes figuras muestran la distribución mundial de producción de agua desalada y la capacidad anual contratada al año por tipo de tecnología, que refleja el predominio mundial de la destilación flash multietapa y de la ósmosis inversa como tecnologías de desalación que se reparten la producción mundial casi a partes iguales, donde MSF, MED, OI, ED y CMV hacen referencia a las tecnologías destilación flash multietapa, destilación multiefecto, ósmosis inversa, electrodiálisis y destilación por compresión de vapor respectivamente. Sin embargo, cuando se efectúa el mismo análisis referido al número de plantas, resulta en lo siguiente: el 80% de las plantas del mundo emplean ósmosis inversa como proceso de producción, mientras que sólo el 20% de las plantas tienen un proceso térmico.

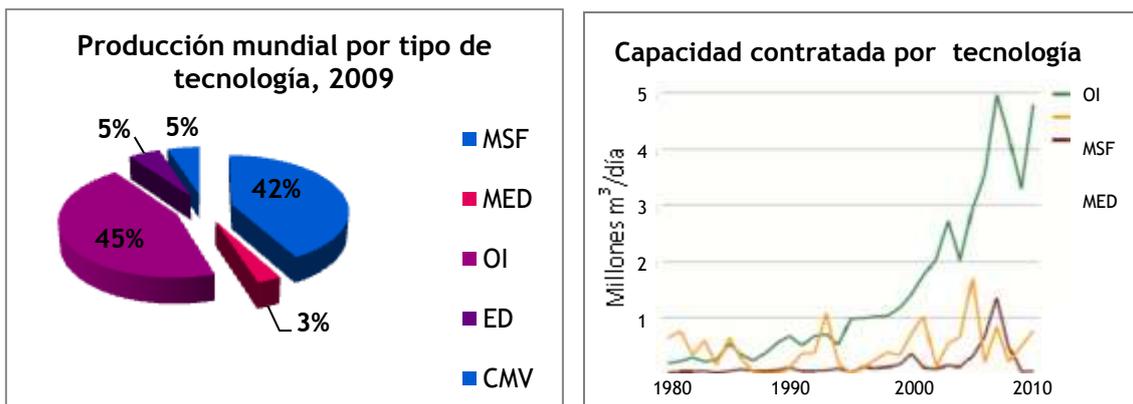


Figura 3.2. Producción mundial de agua desalada y capacidad de producción contratada por tipo de tecnología.

En los últimos años es manifiesta la tendencia de construcción de plantas desaladoras de alta capacidad de producción, con valores de producción del orden de los 100.000 m<sup>3</sup>/día, que se refleja en ejemplos a citados anteriormente y en otros como la planta desaladora por ósmosis inversa de Israel con una capacidad de producción de 330.000 m<sup>3</sup>/día. En Argelia se puso en marcha una planta de gran capacidad (200.000m<sup>3</sup>/día) en el 2007, teniendo previsto pasar de las 10 plantas actuales a 43 plantas en el año 2019, con una producción total de 2 millones de metros cúbicos al día. Otros países que han implantado recientemente desaladoras de gran capacidad son Australia y Chile.

Las siguientes figuras muestran la distribución de la producción entre los principales productores de agua desalada en los años 1996 y 2008. En ellas, se observa como Arabia Saudí

y E.E.U.U. figuran como principales productores, encontrándose España en cuarto lugar y siendo muchos de los restantes mayores productores mundiales países de Oriente Medio. También destaca la irrupción de China, Argelia y Japón en la lista de principales productores desde el 2008. Conviene comentar a este efecto que a Arabia Saudí le corresponde un 0,4% de la población mundial mientras que a E.E.U.U., por ejemplo, le corresponde un 4,5%. Japón y China son otros dos ejemplos de principales productores de agua desalada con elevada densidad de población.

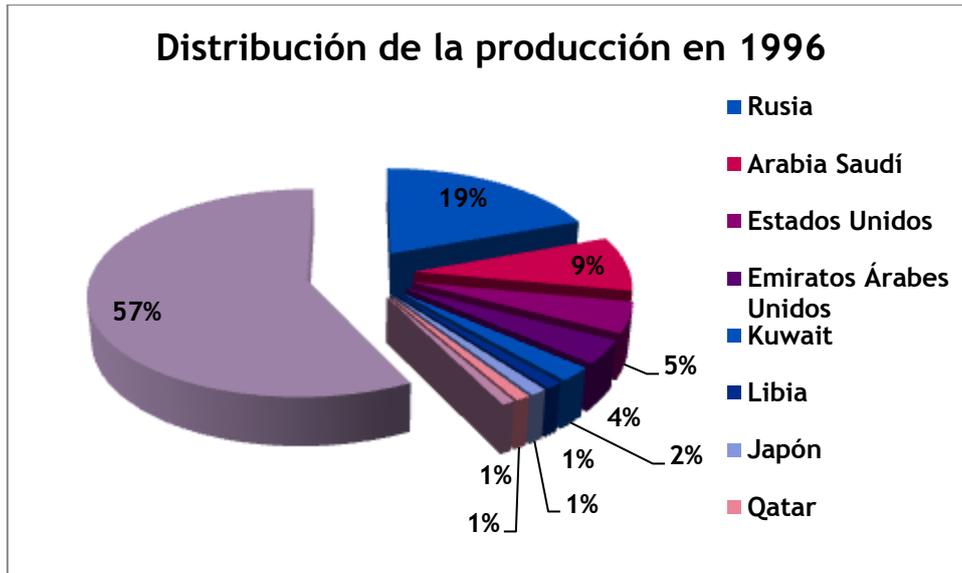


Figura 3.3. Distribución de la producción de agua desalada en el año 1996.

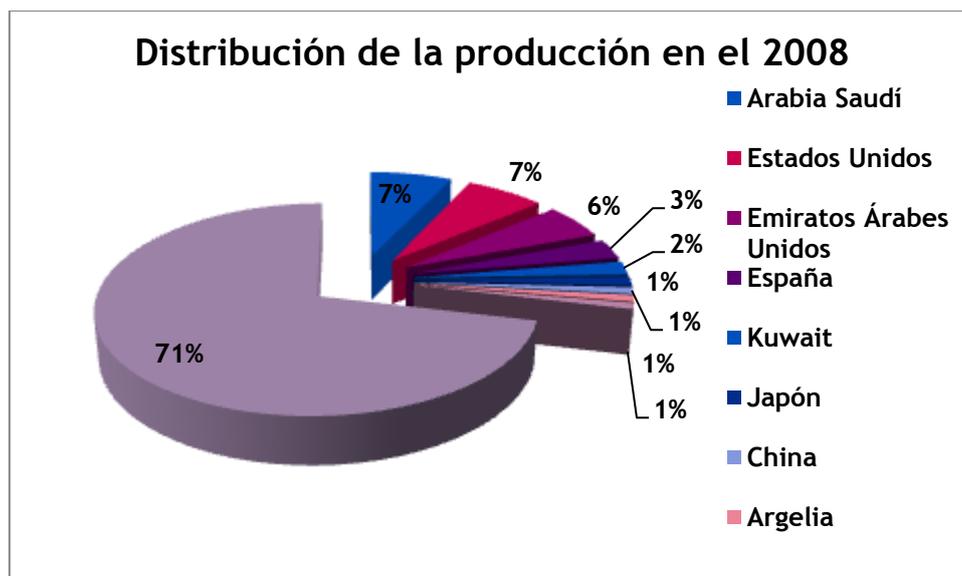


Figura 3.4. Distribución de la producción de agua desalada en el año 2008.

El análisis de los principales productores se completa considerando el tipo de proceso empleado para la producción del agua desalada. En los E.E.U.U. el 69% de la producción corresponde a plantas de ósmosis inversa, el 15% a nanofiltración y el 9% a electrodiálisis, siendo sólo el 7% del agua bruta empleada agua de mar. En Oriente Medio (región que incluye los países Arabia Saudí, Kuwait, Emiratos Árabes Unidos, Qatar, Bahrain y Omán) el 86,7% de la producción corresponde a destilación flash multietapa, el 10,7% a ósmosis inversa y el 1,8% a plantas de electrodiálisis.

España lleva empleando la desalación como medio de obtención de agua potable en las Islas Canarias, en las Islas Baleares y en la costa Mediterránea desde 1964, siendo España e Italia los mayores productores europeos de agua desalada a los que les corresponde un 2,6% del total de la producción mundial. La siguiente figura muestra la evolución de tipo exponencial experimentada por la capacidad total de la desalación instalada en España.

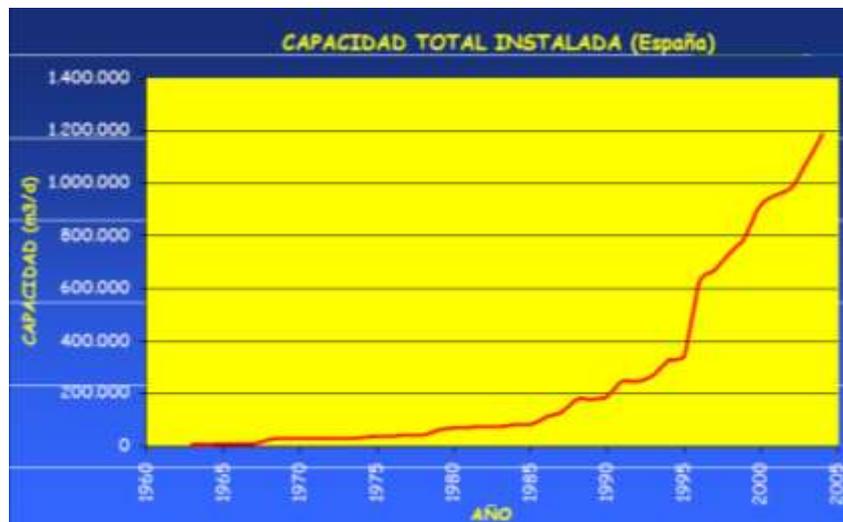


Figura 3.5. Evolución de la capacidad de producción total instalada en España en el periodo de 1960 al 2005.

El 69% de las plantas españolas son de ósmosis inversa, mientras que sólo el 20% de las plantas italianas producen agua desalada mediante dicha tecnología. A dicho 69% de las plantas españolas les corresponde una capacidad de producción instalada del 88%. A continuación, se muestra la distribución de las plantas españolas por su capacidad y a la distribución de la capacidad de producción nacional por el tipo de agua bruta, de usuario final y de tecnología, donde MSF, MED, RO y ED hacen referencia a las tecnologías destilación flash multietapa, destilación multiefecto, ósmosis inversa y electrodiálisis, respectivamente.

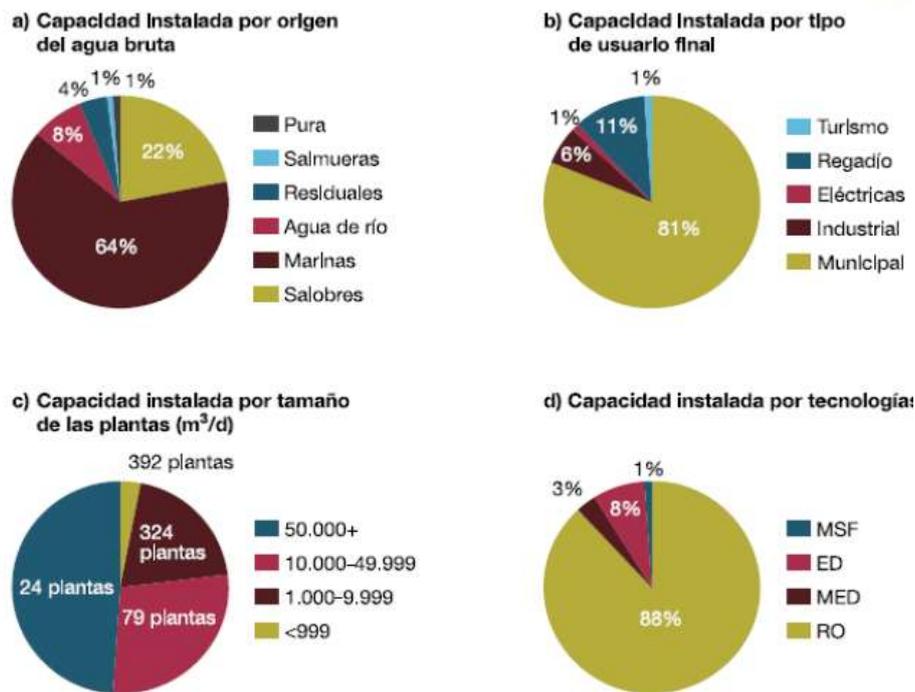


Figura 3.6. Distribución de las plantas españolas por su capacidad y distribución de la producción nacional por tipo de tecnología, de agua bruta y de usuario final, 2008.

Se concluye, por tanto, que la ósmosis inversa se presenta como la tecnología líder para las desaladoras a implementar en el futuro, constituyendo un elemento clave en las estrategias orientadas al aumento de la disponibilidad de agua potable en todo el mundo, resultando la producción de agua potable a partir de agua de mar mediante ósmosis inversa tres veces menos costosa que mediante destilación, diferencia que es todavía más acusada en el caso del agua salobre.

### 3.4. PRETRATAMIENTO FÍSICO

El pretratamiento físico en las desaladoras de ósmosis inversa puede ser de dos tipos, fundamentalmente: un pretratamiento convencional consistente en una etapa de filtración por gravedad, seguida por una etapa de filtración a presión y una sucesiva microfiltración en filtros de cartucho; o bien una filtración en profundidad con filtros de anillas, seguida de una ultrafiltración, cuyo coste de inversión la hace más rentable hoy en día. Si bien la ultrafiltración se prevé sea el pretratamiento referente a emplear en el futuro, todavía no está comprobado su buen funcionamiento en plantas de gran capacidad por ser pocas las que lo tienen, mientras que el pretratamiento convencional es más sencillo y su buen funcionamiento está sobradamente comprobado.

### 3.5. EL BORO COMO CONTAMINANTE DEL AGUA

Uno de los componentes frecuentes del agua de mar cuya separación es más difícil es el boro, que se trata de una molécula inorgánica que se ha comprobado es responsable de provocar trastornos reproductivos y de desarrollo en los seres vivos, así como efectos dañinos de diversa índole en plantas y cultivos.

El boro existe en estado natural en forma de ácido bórico, cuya constante de acidez es baja, por lo que no se encuentra muy disociado a valores de pH neutros o ácidos, condiciones bajo las cuales su separación por ósmosis inversa se complica ya que las membranas tienen mejor rendimiento de separación con especies iónicas en lugar de con especies neutras. Por todo ello, la remoción de boro del agua de mar mediante ósmosis inversa puede potenciarse por incremento del pH del agua de aporte, lo que a su vez puede conllevar problemas de precipitaciones e incrustaciones.

Como consecuencia, la remoción de boro requiere frecuentemente la configuración de doble paso del proceso de ósmosis, teniendo lugar la eliminación de sales fundamentalmente en el primer paso cuya corriente de aporte tiene un pH menor, y la remoción de boro ocurre en mayor medida en el segundo paso, aumentándose el pH de su aporte. Mientras que a valores neutros de pH la separación de boro puede ocurrir en un 75-80%, a valores de pH alrededor de 11, la separación alcanzada puede ser del 98-99%. No obstante, el pH de dicha corriente de aporte sigue estando limitada por la precipitación de sales hasta valores límites entorno a 10.

## 4. CARACTERÍSTICAS DE LA PLANTA

### 4.1. CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de la planta se ha fijado en 210.000 m<sup>3</sup>/día, considerando las necesidades de agua para abastecimiento y regadío de la región en la que se localiza y en línea con la tendencia presente de diseño y construcción de plantas de desalación de elevada capacidad.

### 4.2. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La ubicación prevista para la IDAM es la costa de Málaga, por su cercanía al mar y la existencia de amplias extensiones de cultivo de regadío y núcleos urbanos de importancia turística en la región.



Figura 4.1. Mapa de la provincia de Málaga.

La provincia de Málaga tiene grandes superficies destinadas a cultivos de regadío, fundamentalmente de tipo leñoso, entre los que destacan el limonero, el naranjo, el aguacate y el olivar.

Además, esta provincia tiene 9 comarcas y 101 municipios, de los cuales casi el 80% no alcanzan los 4.000 habitantes censados, y siendo los municipios más poblados en los que se concentra más del 40% de la población Marbella y Málaga con 138.662 y 568.030 habitantes censados, respectivamente.

Sus poblaciones costeras de elevado interés turístico, son de las que más población flotante alojan de Andalucía, tal y como se muestra en la siguiente figura que atribuye un 65% de la población flotante andaluza a sus regiones pertenecientes a la costa del sol. Ello implica que la población flotante de sus núcleos urbanos costeros sea, aproximadamente, el doble a la censada.

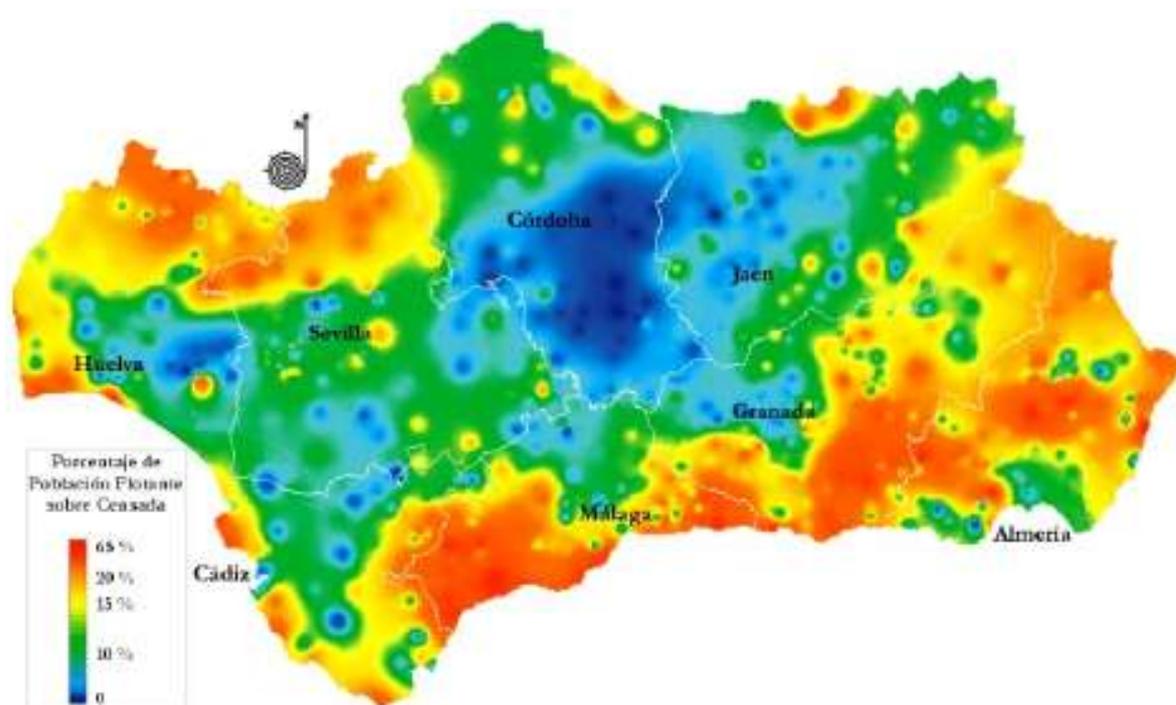


Figura 4.2. Termografía de la población flotante de Andalucía.

Hasta la fecha, en la región existen tres plantas desaladoras operativas o en construcción: la de Marbella, con capacidad para tratar unos 54.000 m<sup>3</sup> de agua salada al día y actualmente en remodelación; la de El Atabal, que trata al día alrededor de 160.000 m<sup>3</sup> de agua salobre; y la que se está construyendo en Mijas, que tendrá capacidad para tratar unos 60.000 m<sup>3</sup> de agua salada al año, todavía en construcción.

### 4.3. AGUA BRUTA

El agua bruta que se alimenta al proceso de desalación es agua del mar Mediterráneo, captada por toma abierta en profundidad, cuya temperatura oscila entre los 16 y los 28°C, y cuya analítica se muestra a continuación:

PARÁMETRO	VALOR (mg/L)
pH	8,1
Sodio	12.764,850

PARÁMETRO	VALOR (mg/L)
Potasio	653,760
Calcio	485,000
Magnesio	1.563,000
Amonio	0,000
Estroncio	5,800
Bario	0,150
Boro	4,900
Hierro	0,010
Mercurio	0,001
Plomo	0,010
Cinc	0,060
Cobre	0,020
Manganeso	0,010
Bicarbonato	137,200
Carbonato	27,000
Cloruro	22.425,700
Sulfato	2.750,000
Fluoruro	0,500
Fosfato	0,500
Nitratos	0,400
Nitrito	0,200
Sílice	0,000

Tabla 4.1. Analítica del agua bruta.

#### 4.4. REQUERIMIENTOS DE CALIDAD DEL AGUA PRODUCTO

El agua producida en la instalación desaladora de agua de mar debe cumplir lo dispuesto en el Real Decreto 140/2003 y unos requerimientos adicionales de calidad, que se recogen en la siguiente tabla:

PARÁMETRO CONTEMPLADO	VALOR	
Contenido máximo en Boro (ppm)	Un paso	1
	Dos pasos	0,5
Contenido en Sólidos totales disueltos (ppm)	400	
pH	7,8-8,5	
Índice de Langelier	0-0,5	
Dureza mínima (ppm CaCO <sub>3</sub> )	60	

Tabla 4.2. Requerimientos del agua producto.

## 5. BASES DE DISEÑO

### 5.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

La planta se diseña en dos mitades gemelas, describiéndose a continuación el proceso referido a una mitad.

El proceso arranca con el bombeo de agua bruta a la planta mediante cinco líneas de bombeo (GA-101), dosificándosele a dicho agua coagulante en línea con una bomba dosificadora (GA-112) y haciéndosele pasar por una primera etapa de pretratamiento físico consistente en una filtración por gravedad (DF-101), tras la cual el agua es conducida a un depósito de almacenamiento de agua bruta (T-101).

Desde el depósito se le somete a un bombeo de baja presión con cinco bombas (GA-102), que impulsan el agua hasta una operación de filtración a presión en filtros cerrados (DF-102) sucedida por una etapa de microfiltración en filtros de cartucho (DF-103) con dosificación previa en línea de bisulfito sódico mediante una bomba dosificadora (GA-114).

A partir de aquí, el proceso pasa de tener cinco líneas a tener diez, sometiéndose el 45% del caudal de salida de microfiltración a un bombeo de alta presión (GA-103) hasta la presión de operación del primer paso de ósmosis inversa (BA-101) y el 55% restante se alimenta a un intercambiador de presión tipo ERI (PA-101), tras el cual se impulsa la salida con diez bombas booster (GA-104) hasta la presión de operación del primer paso de ósmosis inversa. Antes de los bastidores de ósmosis de primer paso, se produce una dosificación en línea de antiincrustante (GA-115).

Si la planta se opera con paso simple, existe una dosificación de sosa en línea con bomba dosificadora (GA-113) previa a la ósmosis inversa, después de la cual se conduce el permeado a la cámara de remineralización (DC-101) y el rechazo a los intercambiadores ERI (PA-101) para después almacenarse en el tanque de salmuera (T-104). Si la planta se opera con doble paso, se realiza una partición de la corriente de salida del primer paso, conduciéndose un 20% a la cámara de remineralización (DC-101) y un 80% a un tanque de laminación del permeado del primer paso (T-102), desde el que se impulsa el agua mediante un bombeo (GA-105) hasta la primera los bastidores de la primera etapa del segundo paso (BA-102), habiendo dosificado previamente en línea sosa (GA-113) y antiincrustante (GA-116).

El permeado de la primera etapa se conduce a la cámara de remineralización (DC-101), mientras que el rechazo se somete a la segunda etapa del segundo paso (BA-103), tras la cual el permeado es conducido a la cámara de remineralización (DC-101) y el rechazo es recirculado al tanque de agua bruta (T-101).

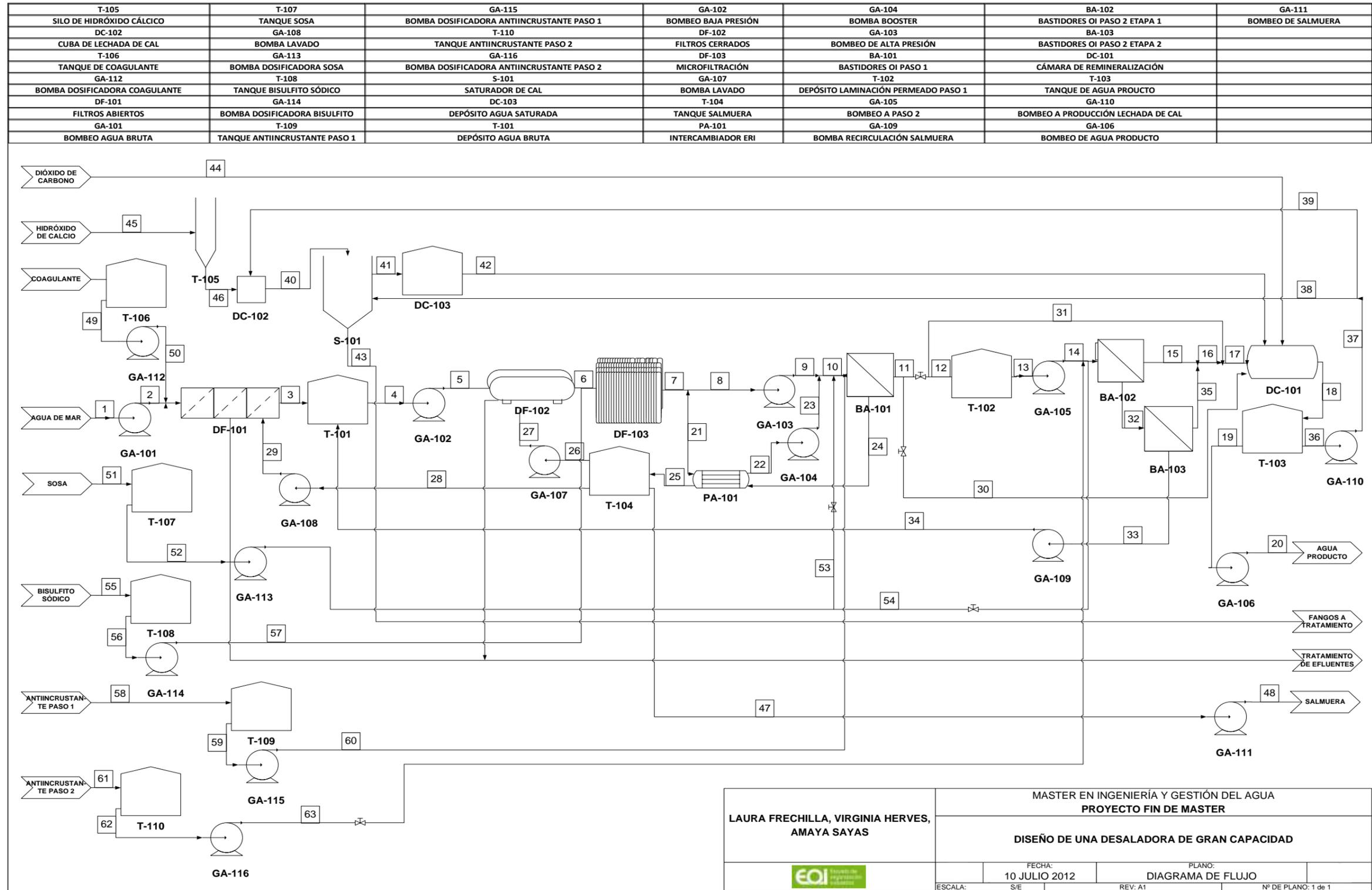
Una vez remineralizado, el producto se almacena en un tanque (T-103), desde el que se impulsa fuera de la planta (GA-106). En la cámara de remineralización (DC-101) se mezcla el caudal de permeado total de ósmosis inversa con una corriente de dióxido de carbono y una corriente de agua saturada de cal procedente del depósito DC-103, que procede a su vez de los saturadores de cal (S-101). La cal almacenada en silos (T-105), se alimenta una cuba en donde se prepara la lechada con una corriente de agua producto bombeada desde su tanque de almacenamiento (T-103). La corriente de salida se conduce a los saturadores (S-101), a los que les llega también una corriente de agua producto desde su tanque de almacenamiento (T-103) y de los que sale una corriente de fangos que se envían a tratamiento. Parte de la salmuera almacenada (T-104) es empleada como agua de lavado para los filtros abiertos (DF-101) y cerrados (DF-102), impulsándose a este efecto con las bombas GA-108 y GA-107, respectivamente. Las aguas de lavado se envían a tratamiento de efluentes.

## 5.2. FACTOR DE SERVICIO

Se denomina factor de servicio a la relación de los días en los que la planta está operativa respecto al total de días en un año. Se entiende que en el periodo de un año los equipos requieren operaciones de limpieza, mantenimiento y puesta en marcha, siendo el tiempo invertido en todo ello improductivo y no generándose beneficios durante el mismo, por lo que es deseable que el factor de servicio sea lo más elevado posible.

Se considera un periodo de operación de la planta de 330 días, suponiendo ello un valor del factor de servicio de 0,9.

6. DIAGRAMA DE FLUJO



LAURA FRECHILLA, VIRGINIA HERVES, AMAYA SAYAS	MASTER EN INGENIERÍA Y GESTIÓN DEL AGUA PROYECTO FIN DE MASTER		
	DISEÑO DE UNA DESALADORA DE GRAN CAPACIDAD		
	FECHA: 10 JULIO 2012	PLANO: DIAGRAMA DE FLUJO	
	ESCALA: S/E	REV: A1	Nº DE PLANO: 1 de 1

## 7. DESCRIPCIÓN PROCESO

### 7.1. CAPTACIÓN

Una vez elaborado el estudio de la profundidad de la zona o batimetría, el estudio de las corrientes marinas, el estudio de las mareas y el estudio de la fauna y flora bentónica se decide realizar una **captación abierta profunda**, compuesta por una torre de toma, un inmisario submarino y una cantara de captación.



Figura 7.1. Batimetría

- **Torre de toma:** es el soporte de las rejas, cuya función es mantenerlas a cierta altura respecto al fondo marino para minimizar la entrada de sustancias sedimentables. Es por ello que se situará en una zona con fondo rocoso y con escasa presencia de algas que puedan colonizar las rejas. Dicha zona tendrá una batimetría de 20 metros y estará alejada de la costa 600 metros.

Por otro lado, las líneas de corriente de agua captada serán horizontales para evitar la inmovilización y reducir el arrastre de los peces. Para ello la velocidad de aproximación a las rejas será inferior a 0.15 m/s, tratándose de un flujo totalmente laminar.



Figura 7.2. Torre de toma

- **Inmisario fondeado:** es el encargado de realizar la evacuación hacia la costa del agua captada. Estará construido por dos tramos: marino y terrestre. Las características de la conducción se recogen en la tabla siguiente:

	Tramo marino	Tramo terrestre
<b>Tipo</b>	Gravedad	Gravedad
<b>Material</b>	PEAD	PRFV
<b>Diámetro nominal (mm)</b>	2.200	2.200
<b>Longitud (m)</b>	1.000	500

Tabla 7.1. Características inmisario submarino

Como vemos en la tabla, el diámetro es suficientemente grande como para que el agua circule a baja velocidad, sedimentando parte de la arena y evitando corrientes fuertes que atraigan a los peces y los moluscos. Además dicho diámetro permitirá el paso de buzos para llevar a cabo el mantenimiento.



Figura 7.3. Inmisario fondeado.

- **Cántara de captación:** estará construida en hormigón y será el punto desde donde se bombee el agua hasta la planta. Los parámetros principales se muestran en la tabla siguiente:

<b>Caudal de bombeo (m<sup>3</sup>/h)</b>	21.134,3
<b>Nº de bombas en operación</b>	10
<b>Nº de bombas en reserva</b>	2
<b>Caudal unitario (m<sup>3</sup>/h)</b>	2113

Tabla 7.2. Parámetros principales de la cantara de captación.

## 7.2. PRETRATAMIENTO QUÍMICO

Antes de llevar el agua hasta los tratamientos de membranas ésta debe ser sometida a una serie de pretratamientos químicos con objeto de proteger las membranas, garantizar la mejor

calidad posible del agua de aporte, prevenir futuros problemas durante la explotación de la planta, disminuir los lavados y consecuentes paradas de la instalación y obtener un agua producto de las características deseadas.

El diseño de esos pretratamientos químicos y los reactivos a utilizar dependerán de varios factores como:

- Salinidad del agua
- Origen: agua superficial, subterránea, residual...
- Composición físico química: Balance iónico, pH, Fe, Al, Mn, materia orgánica, coloides, oxidantes, etc.
- Variabilidad en el tiempo
- Conversión del proceso (45%)

Los principales agentes del agua bruta que pueden llegar a causar ensuciamiento en las membranas son Fe, Al y Mn, que forman óxidos de fácil precipitación, pequeñas partículas, coloides, microorganismos, materia orgánica, etc., además de otros compuestos que pueden precipitar y formar incrustaciones como son los sulfatos de Ca, Ba o Sr, el carbonato cálcico, la sílice o el flúor. De todos ellos, el componente que mayor porcentaje de ensuciamiento genera en las membranas es sin duda la materia orgánica, siendo ésta responsable de más del 50% del ensuciamiento total.

Los tratamientos químicos que se utilizarán en nuestra instalación, tanto en operación con un paso como en 2 pasos son las siguientes: Desinfección, Coagulación, Regulación de pH, Reducción de Oxidantes y Antiincrustantes.

A continuación se detallan la forma de cálculo de los parámetros necesarios para el diseño de cada uno de los tratamientos químicos anteriormente citados:

- Consumos:

$$\text{Consumo} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = \frac{Q_{\text{tratamiento}} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \cdot \left( \frac{10^3 \text{ l}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Dosificación} \left( \frac{\text{mg}}{\text{l}} \right) \cdot \left( \frac{\text{kg}}{10^6 \text{ mg}} \right)}{\text{Riqueza}}$$

$$\text{Consumo} \left( \frac{\text{l}}{\text{h}} \right) = \frac{\text{Consumo} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)}{\text{densidad} \left( \frac{\text{kg}}{\text{l}} \right)}$$

$$\text{Consumo} \left( \frac{\text{l}}{\text{día}} \right) = \text{Consumo} \left( \frac{\text{l}}{\text{h}} \right) \cdot \text{Periodo de funcionamiento} \left( \frac{\text{h}}{\text{día}} \right)$$

- Bombas dosificadoras:

$$\text{Caudal unitario necesario } \left(\frac{l}{h}\right) = \frac{\text{Consumo } \left(\frac{l}{h}\right)}{n^{\circ} \text{ bombas}}$$

Una vez calculada este caudal tanto para operación con único paso de osmosis, como para operación con doble paso, se elegirá aquella que tenga mayor capacidad, la cual se mayorará en un 100%, por motivos de seguridad.

### 7.2.1. Desinfección

La desinfección del agua de entrada tiene como finalidad eliminar o reducir los riesgos derivados de la presencia de microorganismos que pueden generar ensuciamientos en las membranas, y como consecuencia de ello una pérdida de rendimiento de la instalación.

El desinfectante que se utilizará será el **Hipoclorito sódico (NaClO)**, un compuesto químico fuertemente oxidante, económico y de fácil adquisición, que se suministra en forma de disolución líquida a concentración de 150g/l.

En disolución acuosa sólo es estable a pH básico. Al acidular en presencia de cloruro libera cloro elemental, formándose entonces el ácido hipocloroso (HClO), que es la especie química que tiene realmente el carácter biocida, obteniéndose los mayores rendimientos a pH<7.5

Es muy importante considerar que en los sistemas de ósmosis inversa, y especialmente en aquellos que utilizan membranas de poliamida, cualquier sustancia oxidante deberá ser eliminada antes de que entre en contacto con las membranas, ya que pueden provocar daños en la estructura química de las mismas y afectar a su rendimiento, por lo que siempre que se utilice un tratamiento de desinfección con productos oxidantes, deberá preverse su posterior eliminación.

- Características de la dosificación:

Punto de dosificación	Pretratamiento	Captación
	Postratamiento	Planta (antes de los filtros de 1ª etapa). Después remineralización
Tipo de dosificación	choques	
Periodo de funcionamiento (h)	6	
Dosificación cloro libre (ppm)	5,00	
Riqueza producto comercial	12%	
Densidad del producto (Kg/l)	1,24	

Tabla 7.3. Características de la dosificación Hipoclorito Sódico

- Consumo:

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Caudal tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	19.444,4	21.134
Consumo (Kg/h)	810,19	880,59
Consumo (l/h)	653,38	710,16

Tabla 7.4. Consumo de Hipoclorito Sódico

- Equipo dosificador:

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Nº de bombas en operación	2	2
Nº de bombas en reserva	2	2
Caudal necesario unitario (l/h)	326,69	355,08
Caudal adoptado (l/h)	700,00	

Tabla 7.5. Equipo dosificador de Hipoclorito Sódico

Se elegirá una bomba dosificadora de membranas accionada por motor que satisfaga el caudal adoptado. Su ficha técnica se muestra en la tabla siguiente:

Fabricante	ProMinent
Modelo	Sigma/3
Capacidad de dosificación	17 a 1030 l/h
Presión	12-4 bar

Tabla 7.6. Ficha técnica equipo dosificador de Hipoclorito Sódico

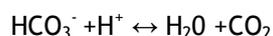
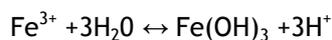
### 7.2.2. Coagulación

El objetivo de la coagulación es la eliminación de materias en suspensión y de coloides que no decantan de forma natural en el agua y que son responsables en gran parte del color, turbidez, sabor y olor del agua.

En aguas naturales las partículas coloidales presentan carga eléctrica negativa, la cual produce fenómenos de repulsión e impide que se unan en partículas mayores. Por tanto, se hace necesario, anular dichas cargas negativas añadiendo cargas positivas que las desestabilicen y consiguiendo de esta forma que las fuerzas de atracción superen las de repulsión y se produzca la posterior aglomeración de las partículas (floculación).

El coagulante a utilizar en la planta es el *Cloruro Férrico (FeCl<sub>3</sub>)*, basándose el funcionamiento de este producto en la formación del correspondiente hidróxido de hierro.

La reacción básica que se produce es la siguiente:



- Características de la dosificación:

Punto de dosificación	Captación
Tipo de dosificación:	Continuo
Periodo de funcionamiento (h)	24
Dosificación (ppm)	4
Riqueza producto comercial	40%
Densidad del producto (kg/l)	1,40

Tabla 7.7. Características de la dosificación de Cloruro Férrico

- Consumo:

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Caudal tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	19.444,44	21.134
Consumo (Kg/h)	194,44	211,34
Consumo (l/h)	138,89	150,96

Tabla 7.8. Consumo de Cloruro Férrico

- Equipo dosificador:

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Nº de bombas en operación	2	2
Nº de bombas en reserva	2	2
Caudal necesario unitario (l/h)	69,44	75,48
Caudal adoptado (l/h)	150,00	

Tabla 7.9. Equipo dosificador de Cloruro Férrico

Se elegirá una bomba dosificadora de membranas accionada por motor. Su ficha técnica se muestra en la tabla siguiente:

Fabricante	ProMinent
Modelo	Sigma/2
Capacidad de dosificación	50 a 420 l/h
Presión	16-4 bar

Tabla 7.10. Ficha técnica equipo dosificador de Cloruro Férrico

### 7.2.3. Regulación de pH

La corrección del pH tiene como principal objetivo evitar la precipitación de carbonato cálcico en las membranas, ya que la solubilidad de esta sal disminuye al aumentar el pH.

El reactivo empleado para la regulación del pH es el *ácido sulfúrico* ( $H_2SO_4$ ) por su disponibilidad, bajo precio y buen funcionamiento.

Aunque realmente no se prevé adicionar ácido, puesto que el agua de mar suele mantener un pH bastante regular y ligeramente básico, debe realizarse el cálculo por si se produjese un cambio brusco e inesperado de pH que obligase a regularlo de manera excepcional.

- Características de la dosificación:

Punto de dosificación	Captación
Tipo de dosificación:	choques
Periodo de funcionamiento (h)	2
Dosis (ppm)	20
Riqueza producto comercial	96%
Densidad del producto (Kg/l)	1,84

Tabla 7.11. Características de la dosificación de ácido sulfúrico

- Consumo:

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Caudal tratamiento ( $m^3/h$ )	19.444,44	21.134
Consumo (Kg/h)	405,09	440,30
Consumo (l/h)	220,16	239,29

Tabla 7.12. Consumo de ácido sulfúrico

- Equipo dosificador:

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Nº de bombas en operación	2	2
Nº de bombas en reserva	2	2
Caudal necesario unitario (l/h)	110,08	119,65
Caudal adoptado (l/h)	250	

Tabla 7.13. Equipo dosificador de ácido sulfúrico

Se elegirá una bomba dosificadora de membranas accionada por motor. Su ficha técnica se muestra en la tabla siguiente:

Fabricante	ProMinent
Modelo	Sigma/2
Capacidad de dosificación	50 a 420 l/h
Presión	16-4 bar

Tabla 7.14. Ficha técnica equipo dosificador de ácido sulfúrico

También se regulará el pH para favorecer la eliminación de boro a la entrada del segundo paso. En este caso, utilizaremos *Hidróxido sódico (NaOH)*.

- Características de la dosificación:

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Punto de dosificación	Antes membrana 1° Paso	Antes membrana 2° Paso
Tipo de dosificación:	Continuo	
Periodo de funcionamiento (h)	24	
Dosis (ppm)	30	10
Riqueza producto comercial	50%	
Densidad del producto (Kg/l)	1,43	

Tabla 7.15. Características de la dosificación

- Consumo:

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Caudal de tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	19.444,44	7.608,3
Consumo (Kg/h)	1.166,67	152,17
Consumo (l/h)	815,85	106,41

Tabla 7.16. Consumo de Hidróxido Sódico

- Equipo dosificador:

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Nº de bombas en operación	2	2
Nº de bombas en reserva	2	2
Caudal necesario unitario (l/h)	407,93	53,21
Caudal adoptado (l/h)	800	100

Tabla 7.17. Ficha técnica equipo dosificador de Hidróxido Sódico

Se elegirá una bomba dosificadora de membranas accionada por motor. Su ficha técnica se muestra en la tabla siguiente:

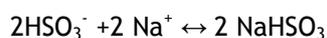
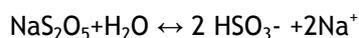
Fabricante	ProMinent
Modelo	Sigma/3
Capacidad de dosificación	17 a 1030 l/h
Presión	12-4 bar

Tabla 7.18. Ficha técnica equipo dosificador de Hidróxido Sódico

#### 7.2.4. Reducción de oxidantes

Debido a que en la instalación se usa un tratamiento de desinfección con un producto oxidante (hipoclorito sódico), y en el sistema de osmosis se utilizan membranas de poliamida susceptibles de ser dañadas irreversiblemente por dicho oxidante, es necesario prever la reducción total de estas sustancias oxidantes a fin de preservar la integridad de las membranas.

Con este fin se utilizan productos químicos reductores, siendo el elegido en este caso el *Metabisulfito sódico* ( $Na_2S_2O_5$ ) producto sólido que se disocia en el agua formando Bisulfito Sódico ( $NaHSO_3$ ) según la reacción que se muestra a continuación:



- Características de la dosificación:

Punto dosificación	Antes filtros cartucho
Tipo de dosificación:	Choque
Período de funcionamiento (h)	6
Dosis de choque (ppm)	10
Concentración reactivo (Kg/l)	0,5

Tabla 7.19. Características de la dosificación Metabisulfito sódico

- Consumo:

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Caudal tratamiento ( $m^3/h$ )	19.444,44	21.134
Consumo (Kg/h)	194,4	211,3
Consumo (l/h)	388,9	422,7

Tabla 7.20. Consumo de Metabisulfito sódico

- Equipo de dosificación de Bisulfito Sódico:

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Nº de bombas en operación	2	2
Nº de bombas en reserva	2	2
Caudal necesario unitario (l/h)	194,4	211,34
Caudal adoptado (l/h)	450	

Tabla 7.21. Equipo dosificador de Metabisulfito sódico

Se elegirá una bomba dosificadora de membranas accionada por motor. Su ficha técnica se muestra en la tabla siguiente:

Fabricante	Grunfos
Modelo	Grunfos alfa +
Capacidad de dosificación	Máxima: 10.000 l/h
Presión	Máximo: 10 bar

Tabla 7.22. Ficha técnica equipo dosificador de Metabisulfito sódico

#### 7.2.5. Antiincrustantes o inhibidores de incrustación

En los sistemas de Ósmosis Inversa existen riesgos de precipitación de sales que pueden reducir el rendimiento de la instalación. Cuando la concentración de una sal supera su solubilidad puede producirse la precipitación formándose núcleos de cristales que catalizan la formación de más cristales en su superficie. Esos cristales de sal pueden alcanzar un tamaño y densidad como para dejar de estar en solución. El proceso de precipitación continúa hasta que los iones en solución alcanzan su solubilidad límite.

Los antiincrustantes (o inhibidores de incrustación) son muy efectivos en la prevención de ensuciamientos de membranas debidos a la formación de incrustaciones. Usados en pequeñas dosis detienen el proceso de precipitación al inhibir el crecimiento de cristales de sal. El antiincrustante utilizado será un dispersante comercial.

- Características de la dosificación:

	Con 1 Paso	Con 2 pasos
Punto dosificación	Antes membranas 1º Paso	Antes membranas 1º paso y 2º Paso
Tipo de dosificación:	Continuo	
Periodo de funcionamiento (h)	24	
Dosificación (ppm)	1	
Densidad (Kg/l)	1,36	

Tabla 7.23. Características de la dosificación de organofosfato

- Consumo:

	Con 1 paso	Con 2 pasos	
		Paso 1	Paso 2
<b>Caudal tratamiento (m<sup>3</sup>/h)</b>	19.444,4	21.134	7.608,3
<b>Consumo (Kg/h)</b>	19,44	21,13	7,61
<b>Consumo (l/h)</b>	14,30	15,54	5,59

Tabla 7.24. Consumo de organofosfato

- Equipo dosificador:

	Con 1 paso	Con 2 pasos	
		Paso 1	Paso 2
<b>Nº de bombas en operación</b>	2	2	2
<b>Nº de bombas en reserva</b>	2	2	2
<b>Caudal necesario unitario (l/h)</b>	7,15	7,77	2,8
<b>Caudal adoptado (l/h)</b>	16,00		6

Tabla 7.25. Equipo dosificador de Metabisulfito sódico

Se elegirá una bomba dosificadora de membranas accionada por motor. Su ficha técnica se muestra en la tabla siguiente:

<b>Fabricante</b>	ProMinent
<b>Modelo</b>	Sigma 1
<b>Capacidad de dosificación</b>	13-120 l/h
<b>Presión</b>	4- 12 bar

Tabla 7.26. Ficha técnica equipo dosificador de Metabisulfito sódico

De forma resumida podemos ver en la siguiente figura los puntos de dosificación de reactivos en la planta:

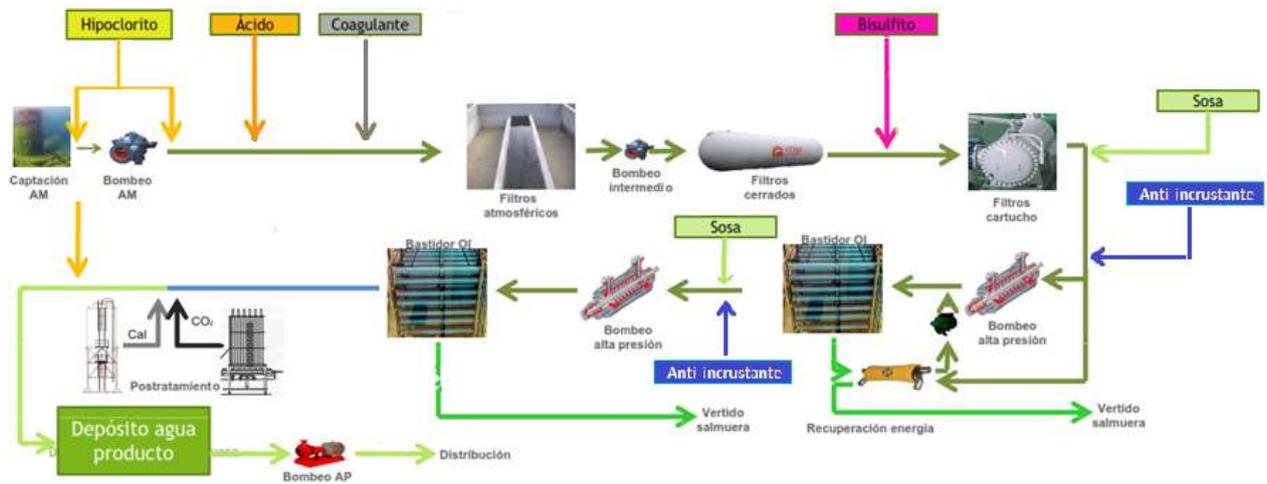


Figura 7.4. Puntos de dosificación de reactivos químicos.

### 7.3. PRETRATAMIENTO FÍSICO

El tratamiento físico del agua de mar tiene como objetivo garantizar que las propiedades del agua de alimentación a los módulos de ósmosis inversa sean adecuadas, para evitar daños en las membranas. En una planta de ósmosis inversa es fundamental y básico un tratamiento apropiado del agua bruta para conseguir una operación satisfactoria de la instalación.

El tratamiento físico trata de eliminar los elementos sólidos que el agua puede arrastrar. En este grupo estarían comprendidas las partículas de tamaño variable entre arenas y coloides, las algas y la materia orgánica.

El tratamiento físico llevado a cabo en la instalación desaladora de agua de mar será una primera etapa de filtración que consistirá en una filtración por gravedad seguida de una segunda etapa de filtración consistente en una filtración presurizada y una última etapa de seguridad que consistirá en una microfiltración con cartuchos. A continuación se detallarán cada una de estas etapas de forma más detallada:

#### 7.3.1. Filtración por gravedad

Los *filtros de gravedad* empleados son de forma rectangular. El agua entra por un canal lateral superior que actúa como vertedero por desbordamiento o bien dejando pasar el agua por orificios en sus paredes.

El agua se desplaza a través del lecho filtrante pasando a una cámara inferior separada por un falso fondo dotado de crepinas o boquillas colectoras que dejan pasar el agua pero no el material filtrante.

Los filtros cuentan con un conjunto de válvulas que permiten las siguientes operaciones: Operación, Lavado a contracorriente, Lavado con aire, Enjuagues, maduración, etc.



Figura 7.5. Filtros por gravedad usados en la IDAM.

Se realiza sobre lechos multicapa (arena/antracita/granate) presentando la siguiente distribución de tamaño de partículas:

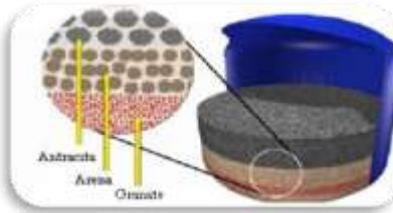


Figura 7.6. Distribución del tamaño de partículas en el filtro multicapa usado en la IDAM.



Figura 7.7. Muestra de arena, antracita y granate.

En la siguiente tabla se recogen las características de los materiales filtrantes empleados en la IDAM:

PRIMERA CAPA	
Altura lecho:	0,5
Granulometría:	1,4-2,5
Material	Antracita
SEGUNDA CAPA	
Altura lecho:	0,5
Granulometría:	0,75-1,25

Material	Arena
<b>TERCERA CAPA</b>	
<b>Altura lecho:</b>	0,2
<b>Granulometría:</b>	4-8
Material	Grava
<b>ALTURA TOTAL DEL LECHO</b>	1,2

Tabla 7.27. Características de los lechos filtrantes empleados en la filtración por gravedad en la IDAM.

El caudal total a tratar en los filtros por gravedad es de 1056,7 m<sup>3</sup>/h. La velocidad de diseño de filtración en el caso de la filtración por gravedad oscila entre 8-10 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>, de forma que el diseño de los filtros, tanto el número como las dimensiones se hará teniendo en cuenta este valor.

Por tanto para el cálculo de la superficie necesaria de filtración habrá que tener en cuenta tanto el caudal a filtrar como este parámetro de diseño, de forma que:

$$S (m^2) = \frac{Q_{unitario} (m^3/h)}{v_{diseño\ filt} (m/h)} = \frac{1056,7 (m^3/h)}{9 (m/h)}$$

Haciendo el cálculo se obtiene una superficie necesaria de 117,41 m<sup>2</sup>. Esta superficie se distribuye en filtros de 10 metros de largo X 12 metros de ancho, con lo que se obtiene una superficie unitaria real de 120 m<sup>2</sup>.

Una vez conocida la superficie real de filtración, se calcula el valor real de velocidad de filtración, para comprobar que se encuentra dentro del rango de diseño:

$$v_{diseño\ filt} (m/h) = \frac{Q_{unitario} (m^3/h)}{S (m^2)} = \frac{1056,7 (m^3/h)}{120 (m^2)}$$

Obtenemos una velocidad real de filtración de 8,81 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>, con lo que se está dentro del intervalo de diseño de 8-10 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>.

También se debe tener en cuenta el lavado de los filtros, de forma que si existe un filtro en operación de limpieza, se debe seguir manteniendo la exigencia de diseño de la velocidad de filtración. La velocidad real de filtración con un filtro en limpieza asciende a 9,27 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>, con lo cual se encuentra dentro de los límites exigidos por diseño.

A continuación se recogen los parámetros principales de diseño de la etapa de filtración por gravedad:

Disposición	Abiertos
Capas de lecho filtrante	Multicapa (antracita/arena/grava)
Caudal a filtrar (m <sup>3</sup> /s)	5,87
Número de unidades en operación	20
Velocidad de diseño de filtración (m/h)	9
Anchura (m)	12
Longitud (m)	10
Altura total del lecho (m)	1,2
Forma de recogida de agua	Boquillas colectoras

Tabla 7.28. Parámetros de diseño de la etapa de filtración por gravedad.

### 7.3.2. Filtración presurizada

La segunda etapa de filtración que se lleva a cabo en la instalación es una **filtración convencional presurizada**, a través de lechos filtrantes instalados de forma horizontal. El agua se hace pasar a presión por el lecho, quedando retenidas las partículas en él y obteniendo un agua con un contenido inferior en sólidos en suspensión.



Figura 7.8. Filtros presurizados empleados en la IDAM.

Se realiza sobre lechos multicapa (arena/antracita/granate) presentando la misma distribución de tamaño de partículas que en el caso de la primera etapa de filtración descrita en el apartado anterior. Las características de los materiales filtrantes empleados en la segunda etapa de filtración se recogen en la siguiente tabla:

PRIMERA CAPA	
Altura lecho (m)	0,65
Granulometría (mm)	0.4-0.8
Material	Arena
SEGUNDA CAPA	
Altura lecho (m)	0,25
Granulometría (mm)	0.3-0.5

Material	Granate
<b>TERCERA CAPA</b>	
Altura lecho (m)	0,1
Granulometría (mm)	4-8
Material	Antracita
Altura Total del Lecho (m)	1

Tabla 7.29. Características de los lechos filtrantes empleados en la filtración por presión en la IDAM.

Los filtros están contruidos con una placa de falso fondo sobre el que está colocado el medio filtrante y unas boquillas colectoras que recogen el agua filtrada dejándolas pasar a la cámara inferior del filtro. Las boquillas o toberas son de acero inoxidable.

El diseño se llevara a cabo de la misma forma que en el caso de los filtros de gravedad, teniendo en cuenta en este caso que la velocidad de filtración de diseño se encuentra en el intervalo de 15-18 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>.

A continuación se recogen los parámetros principales de diseño de la segunda etapa de filtración:

Disposición	Horizontal
Capas de lecho filtrante	Multicapa (arena/antracita/granate)
Caudal a filtrar (m <sup>3</sup> /s)	5,87
Número de unidades en operación	32
Velocidad de diseño de filtración (m/h)	15
Diámetro (m)	3,6
Longitud (m)	14
Altura total del lecho (m)	1
Material de construcción	Acero al carbono ebonitado
Forma de recogida de agua	Falso fondo con strainers

Tabla 7.30. Parámetro de diseño de la etapa de filtración presurizada.

### 7.3.3. Microfiltración con cartuchos

Una vez el agua de mar es sometida a las dos etapas de filtración descritas anteriormente, el siguiente paso es hacerla pasar por una etapa de **microfiltración con filtros de cartuchos**. El objetivo de esta etapa es proteger las membranas de pequeñas partículas que hayan pasado la etapa anterior, por tanto esta etapa se usa como un elemento final de seguridad y no como una etapa activa del pretratamiento.

Los cartuchos empleados son de polipropileno bobinado y tienen un cuerpo central tubular sobre el que se enrolla el material filtrante, de modo que las partículas quedan retenidas en

su superficie y el agua pasa a través del medio filtrante hacia el tubo central. El material a utilizar en el cuerpo del filtro es PRFV.



Figura 7.9. Cartuchos usados en la IDAM y cuerpo del filtro de cartuchos en acero inoxidable.

A continuación se recogen los parámetros principales de diseño de la etapa de microfiltración:

Caudal a filtrar ( $m^3/h$ )	21.134
Nº de unidades operativas	20
Caudal a filtrar unitario ( $m^3/h$ )	1056,7
Velocidad de filtración adoptada (m/h)	14,5
Superficie necesaria (unitaria) ( $m^2$ )	72,88
Tamaño de cartucho (")	50
Superficie unitaria cartuchos ( $m^2/unidad$ )	0,2355
Nº de cartuchos necesarios	309
Nº de cartuchos adoptados	310
Posición de los filtros	Vertical
Material	PRFV

Tabla 7.31. Parámetros de diseño de la etapa de microfiltración.

#### 7.3.4. Lavado de los filtros

Con el uso de los lechos de filtros, éstos se irán colmatando de suciedad. Es por ello necesario realizar su lavado, y posterior aclarado antes de volver a ponerlo en servicio. Cuando el nivel de agua empieza a subir, se realiza un lavado de filtros.

La secuencia de lavado que se lleva a cabo en la IDAM es un descenso del nivel de agua hasta unos centímetros por encima de la capa superior del material filtrante seguido de un contralavado. El caudal de contralavado se calcula como la velocidad de contralavado por la superficie filtrante.

La velocidad de contralavado es función del lecho filtrante y se puede obtener para cada material a partir de las gráficas siguientes:

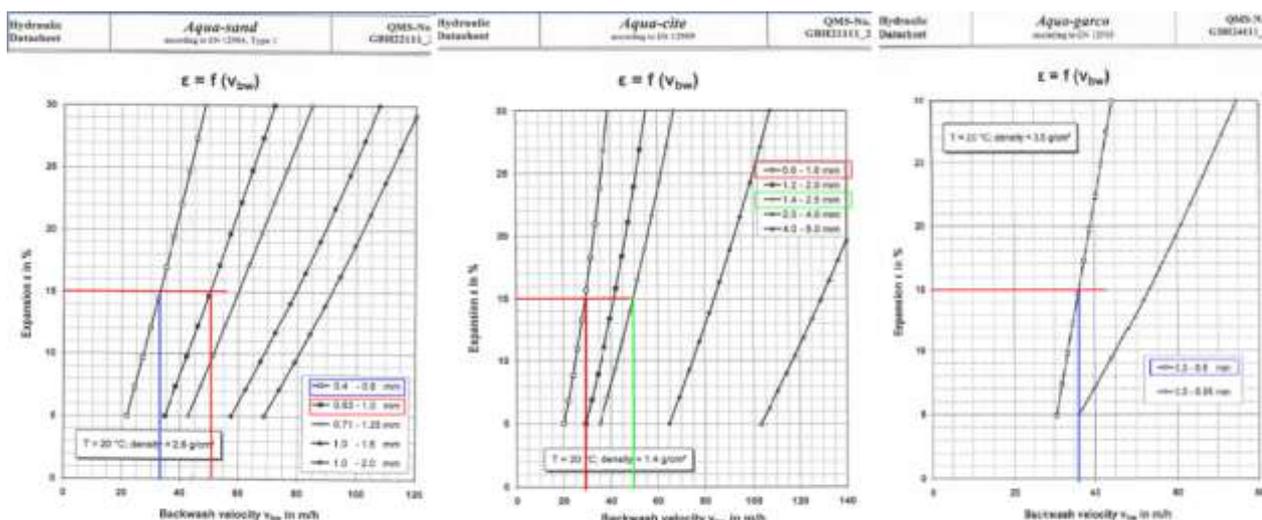


Figura 7.10. Velocidad de contralavado.

La forma de llevar a cabo el contralavado se recoge en la siguiente tabla:

FLUIDO EMPLEADO Y DIRECCIÓN DEL FLUIDO	CAUDAL (m <sup>3</sup> /h)	TIEMPO (min)
Aire en contracorriente	50	2-3
Aire y agua en contracorriente	15	5-10
Agua a contracorriente	35	10-15

Tabla 7.32. Procedimiento del contralavado.

Una vez realizado el contralavado se procede al aclarado, enviando el agua tratada a desagüe durante unos 15-20 minutos hasta que la calidad del efluente sea correcta.

Como agua de contralavado se emplea la salmuera proveniente del proceso de Ósmosis Inversa. Esta agua tiene la ventaja de ya haber sido filtrada y tratada. Además, su alta salinidad sirve para dificultar el desarrollo microbiológico en el interior del filtro.

A continuación se recogen los parámetros de diseño principales del lavado tanto de los filtros por gravedad como de los filtros presurizados:

Q máx. para fluidificar el lecho (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h)	60
Número de filtros en lavado simultaneo	1
Superficie de filtración unitaria (m <sup>2</sup> )	120
Caudal necesario (m <sup>3</sup> /h)	7.200
Presión de trabajo (m)	20
Potencia del motor de la bomba (kw)	315

Tabla 7.33. Parámetros de diseño del lavado de los filtros por gravedad.

LAVADO DE LOS FILTROS	
Máx. para fluidificar el lecho ( $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ )	35
Número de filtros en lavado simultaneo	2
Superficie de filtración unitaria ( $\text{m}^2$ )	50,4
Caudal necesario ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	3.528
Presión de trabajo (m)	20
Potencia del motor de la bomba (kw)	126,2

Tabla 7.34. Parámetros de diseño del lavado de los filtros presurizados

A diferencia de la primera y la segunda etapa de filtración (filtración sobre lechos), los filtros de cartuchos no se limpiarán, sino que los cartuchos deben ser sustituidos cuando se detecte ensuciamiento (aumento de la caída de presión o reducción de caudal). Se debe tener en cuenta que la sustitución óptima de los cartuchos debe realizarse con una frecuencia comprendida entre tres meses y un año. Frecuencias mayores indicarán que el resto del pretratamiento no está funcionando bien.

#### 7.4. ÓSMOSIS INVERSA

La ósmosis es un fenómeno concreto de difusión que consiste en el movimiento espontáneo del agua de una disolución a través de una membrana semipermeable desde una concentración mayor hasta una menor. La evolución hacia el equilibrio de concentraciones es posible ya que la membrana semipermeable permite el paso de las moléculas de agua, pero no el paso de los iones disueltos.

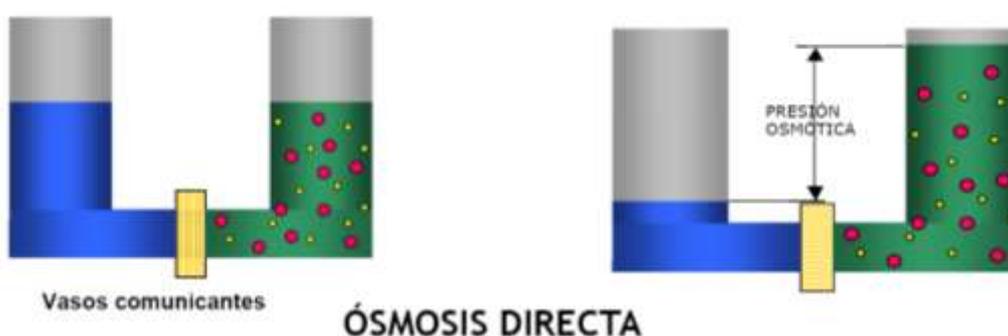


Figura 7.11. Esquema del fenómeno de ósmosis directa.

Por tanto, el fenómeno consiste en la aparición de una presión sobre la membrana semipermeable desde el lado del agua de menor salinidad hacia la más salina, denominada presión osmótica, que provoca el movimiento de las moléculas del agua pura a través de la membrana semipermeable hacia esta última, tratando de reducir su concentración. También se produce el paso de moléculas de la disolución más concentrada a la de menor

concentración, pero el balance del número de moléculas de agua atravesando la membrana es favorable en el sentido de menor a mayor concentración.

Este fenómeno termodinámicamente favorable ocurre hasta alcanzarse el equilibrio de concentraciones entre las disoluciones a ambos lados de la membrana, momento en el cual el número de moléculas que atraviesan la membrana en uno y otro sentido es el mismo.

La ósmosis puede ralentizarse o invertirse por aplicación de la presión suficiente en la membrana desde el lado correspondiente a la disolución concentrada. La ósmosis inversa tiene lugar cuando el movimiento del agua a través de la membrana es contrario al gradiente de concentraciones y tiene lugar, de manera no espontánea y por aplicación de presión, desde la disolución de menor concentración a la de mayor.

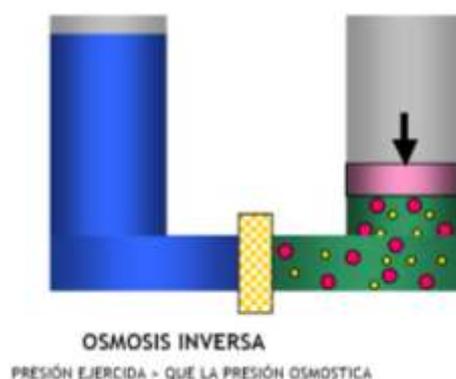


Figura 7.12. Esquema del fenómeno de ósmosis inversa.

#### 7.4.1. Membranas, módulos y bastidores de ósmosis inversa

Se entiende por membrana, el elemento aislado que constituye una unidad de venta, montándose cierto número en un mismo tubo de presión, constituyendo el conjunto un módulo de membranas.

Las membranas de ósmosis inversa se fabrican a partir de materiales dispuestos en forma de red o malla, a través de las cuales el agua recorre caminos tortuosos hasta alcanzar el lado del permeado. La disposición más común de las membranas es en espiral, encontrándose las láminas de membrana enrolladas en forma de espiral alrededor de un tubo interior que recoge el agua desalada producto. Entre las láminas de membrana se disponen láminas de malla espaciadora para acondicionar la estructura al paso del fluido.



Figura 7.13. Esquema de una membrana de ósmosis inversa enrollada en espiral.

En cada módulo, se montan de 6 a 8 membranas operando en serie, con elementos separadores entre ellas, siendo el rechazo de una el aporte o alimento de la siguiente, y siendo por tanto la salinidad del agua de aporte mayor a medida que se avanza en el tubo.



Figura 7.14. Tubo de presión de siete membranas.

Los módulos o tubos de presión se disponen en función del número de etapas de diseño, constituyendo su conjunto un bastidor de ósmosis inversa, estando todos los módulos alimentados por el mismo bombeo de alta presión y operando en paralelo.



Figura 7.15. Imágenes de bastidores de ósmosis inversa.

### 7.4.2. Definiciones y conceptos relativos al proceso de ósmosis inversa

El proceso de impulsión de agua de aporte a través de una membrana selectiva para la obtención de una corriente de contenido en sales reducido mediante ósmosis inversa se esquematiza como sigue:

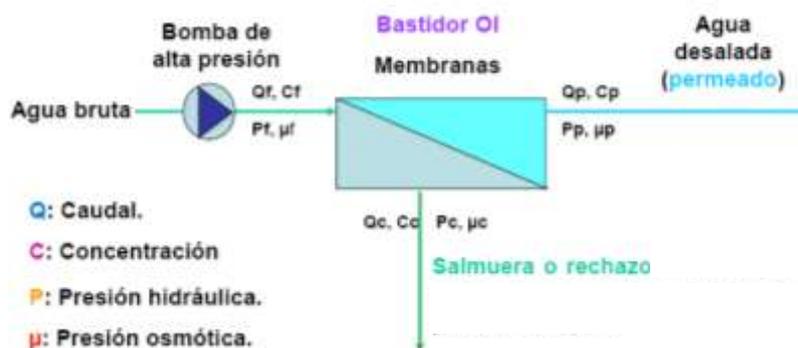


Figura 7.16. Esquema de una operación de ósmosis inversa.

A continuación, se pasa a definir y establecer las variables y conceptos a tener en consideración en un proceso de ósmosis inversa:

- AGUA DE APORTE

El agua de aporte es el agua que se alimenta a la unidad de ósmosis inversa por su lado de alta presión, previamente tratada física y químicamente, e impulsada mediante un bombeo de alta presión. En este documento, las variables referidas a esta corriente se designan con la letra “f” correspondiente a la inicial de la palabra inglesa “feed” equivalente a aporte o alimentación.

- PERMEADO

El permeado o producto es el agua desalada obtenida una vez el agua atraviesa la membrana de ósmosis inversa.

- RECHAZO

El rechazo o salmuera se compone del agua que no puede atravesar la membrana y de las sales retenidas al paso del agua a través de la misma. Su concentración salina es aproximadamente dos veces la del agua de mar.

- PASO DE SALES

El paso de sales es la variable que expresa el cociente entre la concentración iónica del permeado respecto de aquel correspondiente al agua de aporte, ya sea expresado en tanto por uno, o bien en porcentaje.

- RECHAZO DE SALES

Es la variable complementaria del paso de sales, que puede obtenerse como diferencia de la unidad o el 100% menos el paso de sales, y que es indicativa del rendimiento global de las membranas, por lo que es un dato generalmente proporcionado por los fabricantes. Las membranas de ósmosis inversa alcanzan valores de rechazo de cloruro sódico de hasta 98,0-99,8%.

- FACTOR DE CONVERSIÓN

Este parámetro es un indicador importante del desarrollo de un proceso de ósmosis. Este parámetro se define como el cociente del caudal volumétrico de permeado obtenido respecto del caudal volumétrico de agua de aporte alimentado.

La conversión se ve limitada por la precipitación de sales minerales insolubles tales como sulfatos, carbonatos, sílice y fluoruros, oscilando los valores correspondientes a la desalación de agua de mar entre el 40 y el 50%.

- COEFICIENTE DE PERMEABILIDAD DEL AGUA

Este parámetro informa sobre el volumen de agua que atraviesa la membrana por unidad de tiempo, unidad de presión y unidad de superficie, a condiciones de temperatura y salinidad constantes.

El coeficiente de permeabilidad depende de las características de la membrana y puede expresarse como sigue, donde  $D$  es la difusividad del agua,  $S$  su solubilidad,  $V$  el volumen parcial molar del agua,  $R$  la constante de los gases,  $T$  la temperatura de operación y  $l$  el espesor de la membrana:

$$K_w = \frac{D \cdot S \cdot V}{R \cdot T \cdot l}$$

- FACTOR DE CONCENTRACIÓN

El factor de concentración da cuenta de las veces que se concentran las sales del agua de aporte en el rechazo, expresado como el cociente entre la concentración de iones del rechazo respecto de la concentración de iones del agua de aporte.

- PRESIÓN OSMÓTICA

La presión osmótica depende de la concentración salina y la temperatura, fundamentalmente, quedando definida supuesta una elevada dilución a partir de la siguiente expresión, donde  $\Phi$  es el coeficiente de presión osmótica (que en condiciones ideales adquiere el valor de la unidad),  $C$  es la concentración de iones,  $R$  la constante ideal de los gases y  $T$  la temperatura de operación:

$$\mu = \varphi \cdot C \cdot R \cdot T$$

- FLUJO ESPECÍFICO DE PERMEADO

En el contexto de la ósmosis inversa, el flujo hace normalmente referencia al agua y expresa el volumen de agua que atraviesa la membrana por unidad de tiempo y de superficie.

### 7.4.3. Transferencia de materia en ósmosis inversa

La transferencia de materia en una operación de ósmosis inversa está controlado por la difusión, y se ha modelado por la sucesión de tres etapas en serie: absorción del agua en la superficie de membrana, difusión del agua a través del espesor de la membrana y desabsorción del permeado a través de la superficie de membrana. Este modelo, denominado modelo solución-difusión, describe como una vez absorbida una molécula de agua en la superficie de la membrana, ésta se difunde hacia el lado del permeado en la dirección que marca el gradiente de concentración de agua, tras lo cual la molécula se desabsorbe pasando a formar parte del grueso de permeado.

El movimiento del líquido se fuerza a través de la membrana por aplicación de una presión hidrostática positiva superior a la presión osmótica diferencial entre el agua de aporte y el permeado. La presión osmótica del agua de mar varía normalmente entre los 23 y los 26 bar, pudiendo alcanzar hasta los 3500kPa, por lo que las presiones de operación de las membranas de ósmosis inversa empleadas en su desalación varía entre los 60 y los 80 bares de presión, dependiendo de la aplicación prevista para el agua producto.

La presión diferencial positiva origina un potencial químico responsable del movimiento del agua en sentido contrario al del proceso espontáneo de ósmosis, mientras que las sales quedan retenidas y concentradas en el lado de la membrana al que se alimenta el influente. No obstante, el paso de sales a través de la membrana tiene lugar en cierta extensión, siendo éste tanto mayor cuanto mayor es la temperatura y la concentración salina del agua de partida.

La transferencia de agua a través de las membranas de ósmosis inversa se describe mediante la siguiente ecuación, donde  $F_w$  es el flujo de agua a través de la membrana,  $K_w$  es el coeficiente de permeabilidad del agua,  $\Delta p$  es la diferencia de presión entre ambos lados de la membrana y  $\Delta \mu$  es la diferencia entre la presión osmótica del agua alimentada y del permeado:

$$F_w = K_w \cdot (\Delta p - \Delta \mu)$$

La transferencia de sales se describe mediante una expresión análoga a la anterior, donde  $F_s$  es el flujo de soluto a través de la membrana,  $K_s$  es el coeficiente de permeabilidad de los solutos disueltos, y  $\Delta C$  es la diferencia de concentración de soluto o sales entre ambos lados de la membrana:

$$F_s = K_s \cdot \Delta C$$

#### 7.4.4. Factores que afectan al proceso de ósmosis inversa

Los factores que principalmente afectan al proceso de desalación por ósmosis inversa son relativos al agua de aporte, a las condiciones en las que tiene lugar el proceso y al fenómeno de polarización por concentración.

##### 7.4.4.1. Características del agua de aporte

Las características del agua de aporte que más influyen en el proceso de desalación por ósmosis inversa son la temperatura, el pH, la presión osmótica y la salinidad.

- Cuanto mayor es su temperatura (a presión, salinidad y conversión constantes), menor es su viscosidad y mayor el flujo específico de permeado que se obtiene lo que contribuiría a una disminución del paso de sales. No obstante, el rechazo de sales disminuye con el aumento de temperatura, de manera que por cada grado centígrado de aumento supone un aumento entorno al 3% y al 6% del flujo específico y del rechazo de sales, respectivamente; lo que implica que el efecto neto del aumento de la temperatura sobre el paso de sales es de aumento.
- Un aumento de presión en el agua de aporte (a temperatura, salinidad y conversión constantes), supone tanto un aumento del flujo específico de permeado como un aumento del rechazo de sales, por lo que el paso de sales disminuye.
- Si a temperatura, presión y conversión constantes se produce un aumento en la salinidad del aporte, tanto el flujo específico como el rechazo de sales disminuye, resultando ambos efectos en un aumento del paso de sales.

- El aumento de pH supone un aumento del rechazo de sales y, por tanto, una disminución del paso de sales (supuestas constantes el resto de variables del aporte arriba mencionadas).

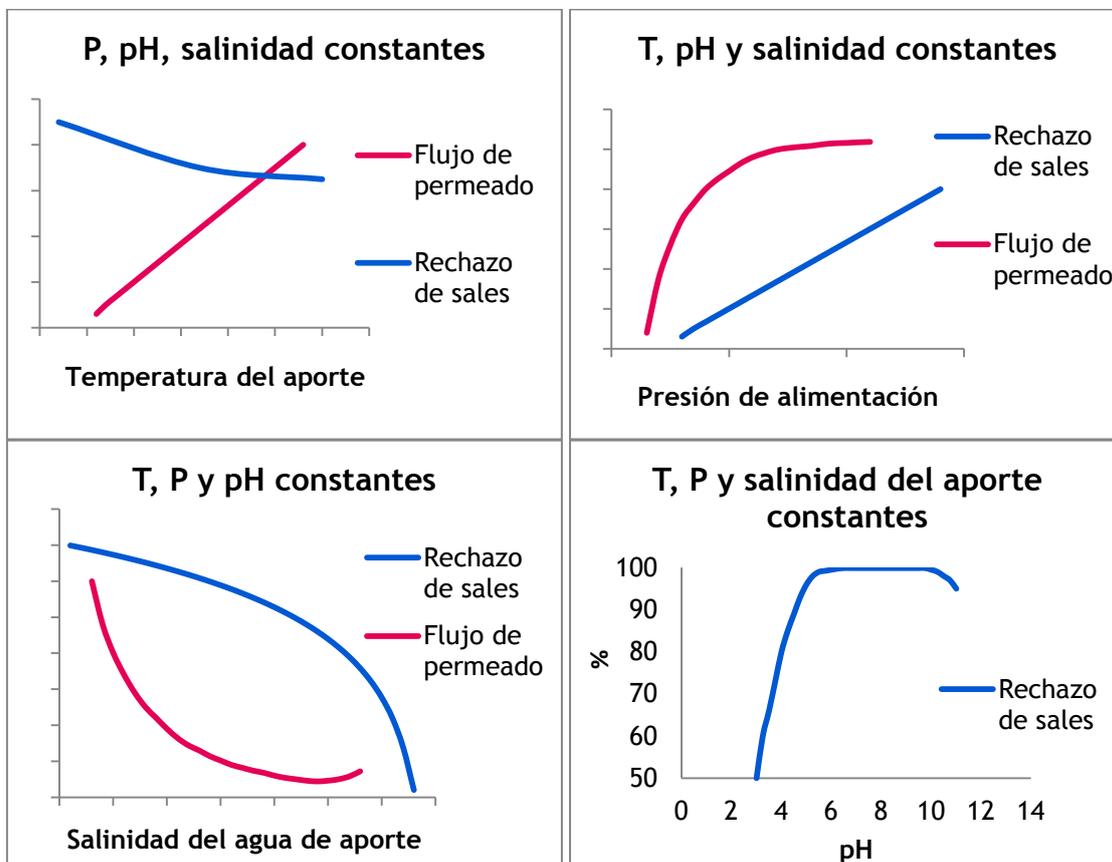


Figura 7.17. Parámetros relativos al agua de aporte influyentes en la operación de ósmosis inversa.

#### 7.4.4.2. Parámetros de operación

Los parámetros más influyentes en el desarrollo de un proceso de ósmosis inversas son la presión de operación y la conversión, que se encuentran íntimamente relacionados. Cuanto mayor es la conversión deseada en el proceso de ósmosis, supuestas la temperatura, la salinidad y la presión del agua de aporte constantes, menores son el rechazo de sales y el flujo de permeado, y mayor es la presión osmótica, por lo que mayor debe ser por tanto la presión de operación de las membranas.

#### 7.4.4.3. Polarización por concentración

La polarización por concentración es un fenómeno que tiene lugar en la superficie de la membrana y en la película de fluido de aporte adyacente, en la que se produce un incremento de la concentración de sales con respecto a la salinidad de la masa de agua de aporte, lo que implica un aumento local de la presión osmótica, disminuyéndose con

ello el potencial químico que fuerza el paso de agua a través de la membrana y disminuyendo con ello el flujo. Se expresa como cociente de la concentración de sales en la superficie de la membrana con respecto a la concentración en sales del agua de aporte, siendo el paso de sales mayor que el previsto en función de esta última. La polarización también puede resultar en complicaciones en la operación asociadas a precipitaciones e incrustaciones.

#### 7.4.5. Configuraciones en procesos de ósmosis inversa

Las configuraciones de los procesos de ósmosis inversa se componen de los siguientes dos tipos de operaciones:

##### ○ PASO DE ÓSMOSIS INVERSA

El número de pasos de ósmosis inversa se define en función del permeado, siendo el proceso de paso simple si el permeado obtenido sólo procede de una única operación de ósmosis, y contándose el número de pasos sucesivos como veces en las que los sucesivos permeados se someten a una siguiente operación de ósmosis inversa alimentándose como aporte. A continuación, se muestra un esquema de dos pasos y una etapa por paso.



Figura 7.18. Esquema de dos pasos de ósmosis inversa.

##### ○ ETAPA DE ÓSMOSIS INVERSA

El número de etapas de ósmosis inversa se define en función del rechazo, siendo el proceso de una etapa si el rechazo obtenido no se somete a sucesivas operaciones de ósmosis inversa, y contándose el número de etapas como veces en las que los sucesivos rechazos se someten a una siguiente operación de ósmosis inversa alimentándose como aporte. El siguiente esquema corresponde a un proceso de un paso con dos etapas.

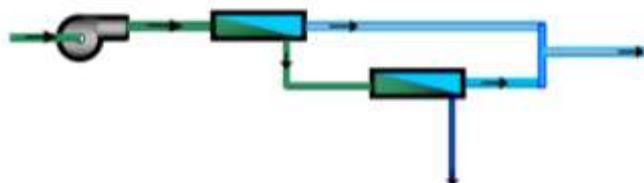


Figura 7.19. Esquema de un paso de ósmosis con dos etapas.

#### 7.4.6. Limpieza de membranas

Durante la vida útil de las membranas, se efectuarán lavados periódicos de las mismas con reactivos químicos específicos para tal fin, o bien lavados de emergencia o respuesta a cualquiera de los siguientes síntomas: desviaciones del caudal de permeado, del rechazo de sales o de la presión diferencial del 10-15% con respecto a los valores normales de operación. La limpieza de las membranas, si bien corrige en parte las anteriores desviaciones, no restablece el funcionamiento de la membrana a sus condiciones iniciales, por lo que transcurrido un cierto tiempo, se hace necesario el reemplazo de las membranas por unidades nuevas.

El agente de limpieza se selecciona en función del tipo de membrana y de las características del ensuciamiento, escogiendo entre los biocidas, detergentes, productos alcalinos y productos básicos recomendados por el fabricante de membranas para tal fin. Las condiciones de limpieza nunca deben exceder los límites máximos recomendados por el fabricante de pH, temperatura, presión y flujo.

#### 7.4.7. Diseño de las unidades de ósmosis inversa

El proceso en estudio consta de dos pasos de ósmosis inversa, siendo el segundo paso de dos etapas. Para su diseño se ha empleado el software “Integrated Membrane Solution Design 2010” de HIDRONAUTICS CORPORATE. A continuación se muestra un esquema simplificado del proceso, que no incluye el tanque de laminado del producto del primer paso, los sistemas de recuperación de energía ni el bombeo intermedio entre pasos:



Figura 7.20. Esquema simplificado de las unidades de ósmosis del proceso.

##### 7.4.7.1. Primer paso de ósmosis

El primer paso consta de veinte líneas en total, diez en cada tren de bastidores de la planta. Los principales parámetros de diseño se recogen en la siguiente tabla:

Conversión	45%
Nº de etapas	1

Flujo específico (LMH)	14
Caudal de permeado (m <sup>3</sup> /h)	9.510
Nº de líneas	20
Nº membranas/tubo	7

Tabla 7.35. Parámetros de diseño del primer paso de ósmosis inversa.

El número de membranas necesario se calcula a partir de los parámetros anteriores mediante la siguiente fórmula:

$$N^{\circ} \text{ de membranas} = \frac{(Caudal \text{ de permeado} / n^{\circ} \text{ de líneas})}{Flujo \text{ específico} \cdot Superficie \text{ de membrana}}$$

La superficie de membrana depende del modelo en cuestión, por lo que el número de membranas varía en consecuencia con el modelo de membrana. Se simulan los modelos específicos para agua de mar SWC4MAX, SWC4+, SWC4B, SWC4B-MAX, SWC5, SWC5-MAX y SWC5-LD. Las simulaciones se llevan a cabo en ocho escenarios para cada modelo, que combinan las temperaturas del agua de aporte de 16, 20, 24 y 28°C con las edades de membrana de 0 y 3,6 años. Los criterios de elección del modelo son dos:

- El contenido en boro del permeado debe ser inferior a 1 ppm, dependiendo ello tanto del modelo de membrana como del pH a la entrada de los bastidores de ósmosis inversa del primer paso, que puede regularse por dosificación de sosa.
- La presión de operación de los bastidores, que resulta al final en consumo energético y coste económico de explotación.

El modelo, el SWC5-LD, escogido constituye una solución de compromiso entre ambos factores, que requiere un pH de 8,5 del agua de aporte para mantener en todos los escenarios el boro por debajo de 1 ppm. En la siguiente tabla se recogen los resultados de las simulaciones para el modelo escogido, donde P<sub>BAP</sub> es la presión necesaria del aporte, P<sub>BO</sub> la presión osmótica y P<sub>R</sub> la presión del rechazo.

SWC5-LD	Edad de membrana	TDS (ppm) Permeado	Cl (ppm) Permeado	Boro (ppm) Permeado	TDS (ppm) Rechazo	P <sub>BAP</sub> (bar)	P <sub>BO</sub> (bar)	P <sub>R</sub> (bar)	pH aporte
16 °C	0 años	171,80	100,23	0,60	76122,7	61,30	60,70	54,30	8,1
	3,6 años	229,70	134,04	0,79	76075,3	65,40	64,70	54,20	
20°C	0 años	205,50	119,85	0,72	76098,8	60,40	59,80	55,00	
	3,6 años	274,20	159,95	0,96	76042,5	63,80	63,10	54,90	
24°C	0 años	244,20	142,46	0,87	76071,1	60,00	59,40	55,70	

	3,6 años	325,50	189,87	1,15	76004,6	62,80	62,20	55,70	8,3
28°C	0 años	281,10	164,00	1,00	76045,5	59,90	59,30	56,40	8,4
	3,6 años	374,00	218,14	1,32	75969,6	62,30	61,60	56,40	8,5
	3,6 años	373,50	218,20	0,88	75952,2	62,20	61,60	56,40	8,5

Tabla 7.36. Resultados de la simulación del modelo de membrana SWC5-LD.

En función de los resultados obtenidos en las simulaciones se establecen los siguientes resultados de diseño para el primer paso de ósmosis:

Modelo	SWC5-LD
Superficie (m <sup>2</sup> )	37,1
Nº membranas necesarias	916
Nº tubos necesarios y adoptados	131, 134
Presión necesaria tubos (psi)	947,8
Presión adoptada tubos (psi)	1000

Tabla 7.37. Resultados de diseño del primer paso de ósmosis inversa.

#### 7.4.7.2. Segundo paso de ósmosis

Se va a emplear una configuración con “split” del 20%, que corresponde al permeado obtenido en los primeros elementos de los tubos de presión de los batidores del primer paso, cuyo caudal de permeado y calidad son mayores que los de los siguientes elementos. Por tanto, sólo el 80% del permeado del primer paso entra como aporte al segundo paso. Además, el segundo paso consta de dos etapas, tal que el número de tubos necesarios se distribuye entre la primera y la segunda etapa, en una proporción de 2/3 y 1/3, respectivamente. Los principales parámetros de diseño se recogen en la siguiente tabla:

Conversión	90%
Nº de etapas	2
Flujo específico (LMH)	39
Caudal de permeado (m <sup>3</sup> /h)	6.848
Nº de líneas	20
Nº membranas/tubo	7
Nº tubos 1ª etapa:2ª etapa	2:1

Tabla 7.38. Parámetros de diseño del segundo paso de ósmosis inversa.

El número de membranas necesario se calcula a análogamente al primer paso con la siguiente fórmula:

$$N^{\circ} \text{ de membranas} = \frac{\left( \text{Caudal de permeado} / n^{\circ} \text{ de líneas} \right)}{\text{Flujo específico} \cdot \text{Superficie de membrana}}$$

La superficie de membrana y el número necesario de éstas depende del modelo en cuestión, simulándose con los modelos ESPA1, ESPA 2, ESPA2-MAX, ESPA2-LD, ESPAB-MAX, ESPA4 y ESPA4-MAX. Las simulaciones se llevan a cabo en ocho escenarios para cada modelo, que combinan las temperaturas del agua de aporte de 16, 20, 24 y 28°C con las edades de membrana de 0 y 3,6 años. Los criterios de elección del modelo son dos:

- El contenido en boro del permeado debe ser inferior a 0,5 ppm, dependiendo ello tanto del modelo de membrana como del pH a la entrada de los bastidores del segundo paso, que puede regularse por dosificación de sosa.
- La presión de operación de los bastidores, que resulta al final en consumo energético y coste económico de explotación.

El modelo, el ESPAB, escogido constituye una solución de compromiso entre ambos factores, que requiere un pH de 9,9 del agua de aporte para mantener en todos los escenarios el boro por debajo de 0,5 ppm. En la siguiente tabla se recogen los resultados de las simulaciones para el modelo escogido, donde  $P_{BAP}$  es la presión necesaria del aporte.

ESPAB	Edad de membrana	TDS (ppm) Permeado	Cl (ppm) Permeado	Boro (ppm) Permeado	TDS (ppm) Rechazo	$P_{BAP}$ (bar)	pH aporte
16 °C	0 años	38,11	22,15	0,29	73500,6	14,00	8,5
	3,6 años	51,03	29,65	0,39	73492,2	14,20	
20°C	0 años	45,93	26,16	0,40	73500	12,80	8,6
	3,6 años	61,48	35,69	0,50	73490,7	12,90	
24°C	0 años	55,25	32,05	0,49	73499,6	11,70	8,7
	3,6 años	75,13	43,70	0,48	73486,5	11,90	9,5
28°C	0 años	65,26	37,92	0,48	73498,6	10,80	9,4
	3,6 años	89,28	52,01	0,47	73482,4	11,00	9,9

Tabla 7.39. Resultados de la simulación del modelo de membrana ESPAB.

En función de los resultados obtenidos en las simulaciones se establecen los siguientes resultados de diseño para el primer paso de ósmosis:

Modelo	ESPAB
Superficie (m <sup>2</sup> )	40,8
Nº membranas necesarias	215
Nº tubos necesarios	31

Nº tubos adoptados	36
1ª etapa: 2ª etapa	24:12
Presión necesaria tubos (psi)	162,3
Presión adoptada tubos (psi)	170

Tabla 7.40. Resultado de diseño del segundo paso de ósmosis inversa.

## 7.5. RECUPERACIÓN DE ENERGÍA

Como es sabido, el punto de mayor consumo de energía es el bombeo a alta presión que impulsa el agua hacia las membranas. Con el ánimo de abaratar el coste del m<sup>3</sup> del agua de mar desalinizada, en la planta se instalarán intercambiadores de presión del fabricante *Energy Recovery Inc (ERI)*.

Los intercambiadores de presión, son sistemas de recuperación energética que transfieren directamente la alta presión de la salmuera de rechazo al agua de mar sin convertirla previamente en energía mecánica de rotación.

De esta forma, el caudal de agua de mar pretratada (1057 m<sup>3</sup>/h) accede a cada bastidor en dos corrientes diferenciadas:

- Una de las corrientes, con un caudal de 476 m<sup>3</sup>/h, es impulsado hacia las membranas por la bomba de alta presión que le comunica una presión diferencial de como máximo 65,4 bar.
- La otra corriente, con un caudal de 581 m<sup>3</sup>/h penetra en el intercambiador de presión, siendo presurizada en su interior por la salmuera de rechazo. La presión que le falta a esta corriente para, venciendo las pérdidas de carga existentes, alcanzar la presión necesaria a la entrada de las membranas, es suministrada por la bomba Booster. En el presente caso, en las peores condiciones, esto es, con las membranas sucias, la presión diferencial que debe suministrar la bomba Booster, será de 3 bar.

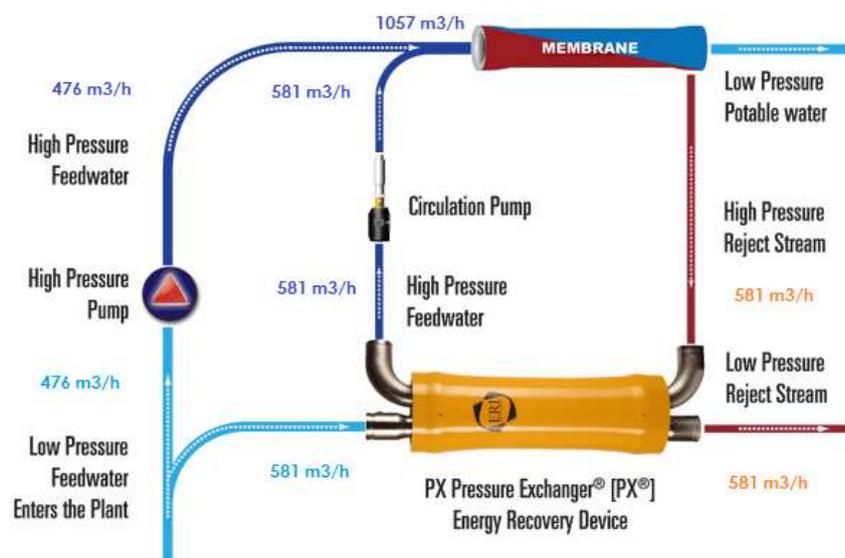


Figura 7.21. Esquema Recuperación de Energía

Como se puede observar, de esta forma, para alcanzar la presión necesaria de alimentación a las membranas (65,4 bar), en vez de colocar una bomba de alta presión que aporte todo el caudal necesario (1056,7 m<sup>3</sup>/h), se coloca un recuperador de energía ERI y una bomba booster que aporten el 55% del caudal (581 m<sup>3</sup>/h), de forma que la bomba de alta presión solo aporta el 45 % restante (476 m<sup>3</sup>/h), produciéndose por tanto un gran ahorro de energía.

### 7.5.1. Fundamento teórico

Imaginemos un cilindro provisto en su interior de un disco cuyo rozamiento sea mínimo.

Supongamos que un lado de dicho cilindro se conecte con el agua de mar que hay que enviar hacia las membranas y que se encuentra a una presión  $P_a$  (presión de alimentación). Supongamos igualmente que dicha conexión se realice mediante unas válvulas de retención dispuestas como muestra la figura 7.11 y que el otro extremo se conecte mediante la válvula V1 con la salmuera de rechazo procedente de las membranas y que se encuentra a una presión  $P_s$  (presión de salida) y con el drenaje que se encuentra a la presión atmosférica  $P_o$  a través de la válvula V2.

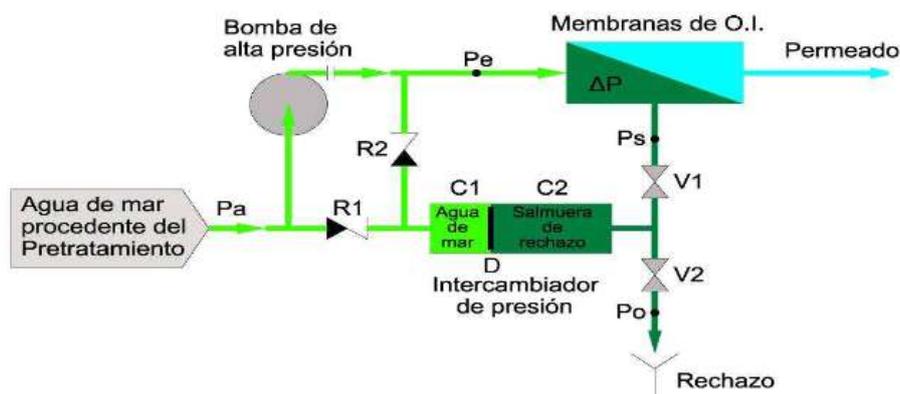


Figura 7.22. Esquema de la conexión de un intercambiador de presión.

Cuando la válvula V2 está abierta (marcada en gris) y la V1 cerrada (marcada en negro), como se recoge en la figura 7.12, la salmuera de rechazo del interior del cilindro está en contacto con la atmósfera siendo desplazada por el agua de mar a baja presión que, a través de la válvula de retención R1, penetra en la cámara C1 llenándola al desplazar el disco D hacia la derecha.

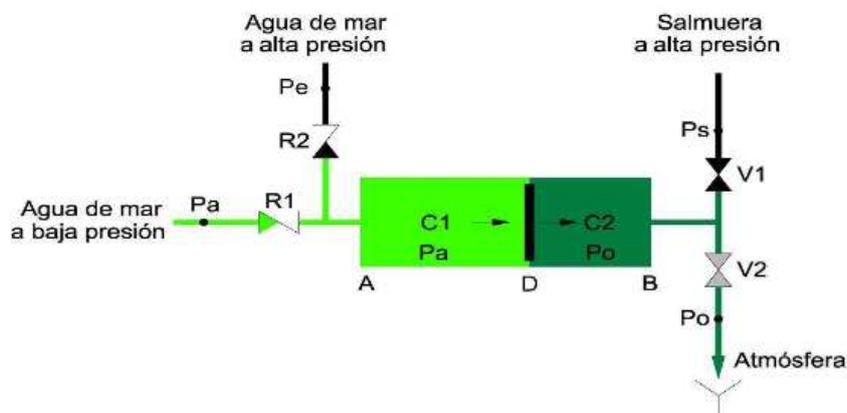


Figura 7.23. Alimentación con agua de mar.

La válvula de retención R2 no deja pasar el agua a su través porque la presión existente en la cámara C1 es baja, no siendo suficiente para abrir la clapeta de la válvula de retención R2 ya que ésta está en contacto con agua de mar a la presión  $P_e$  de entrada a las membranas.

Cuando el disco D llega al extremo derecho B, la válvula V1 se abre cerrándose la V2 como muestra la figura 7.13. En tal circunstancia la salmuera a alta presión ( $P_s$ ) desplaza el disco D hacia la izquierda, transmitiendo de esta forma la presión que posee al agua de mar existente en la cámara C1.

El agua de mar de la cámara C1 no puede atravesar la válvula de retención R1 ya que su posición es contraria y sólo puede atravesar la R2 cuando la presión que alcance iguale a la existente en la entrada a las membranas ( $P_e$ ).

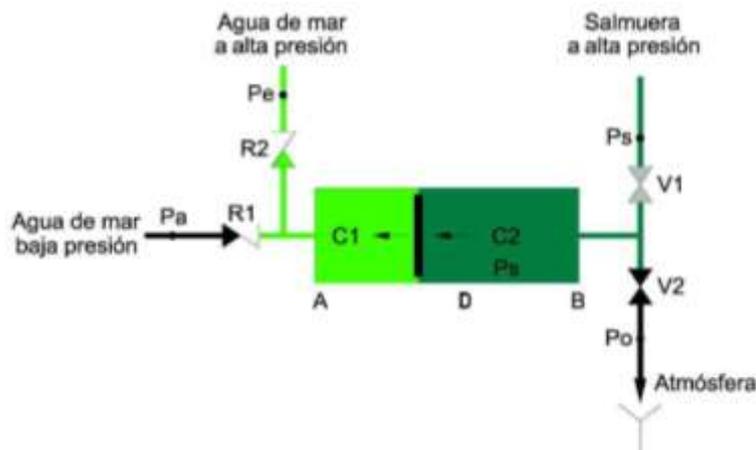


Figura 7.24. Transferencia de la presión existente en la salmuera de rechazo.

Cuando el pistón llega al extremo izquierdo A, se cierra la válvula V1 abriéndose la V2 repitiéndose de nuevo el ciclo.

El dispositivo descrito en la figura 7.11, necesita resolver dos problemas para funcionar correctamente:

- **El primer problema** es que la transferencia de presión al agua de mar por parte de la salmuera debe ser continua. En el caso descrito, mientras el disco D se mueve hacia la derecha, no impulsa agua de mar, lo que no es aceptable para las membranas ya que se quedarían sin agua.

**Solución:** se instala en paralelo al menos un segundo cilindro cuyo funcionamiento debe estar desfasado respecto al primero, de tal de manera que las membranas estén recibiendo permanentemente agua de mar a alta presión procedente del intercambiador de presión.

- **El segundo problema** es que la presión con la que sale la salmuera de rechazo ( $P_s$ ), debido a la pérdida de carga que sufre al atravesar las membranas, es inferior a la presión con la que el agua de mar entra a éstas ( $P$ ). Consecuentemente la presión con la que el agua de mar sale de los intercambiadores de presión es ligeramente inferior a la requerida por las membranas.

**Solución:** se instala una bomba booster a la salida de los intercambiadores de presión tal y como muestra la figura 7.14:

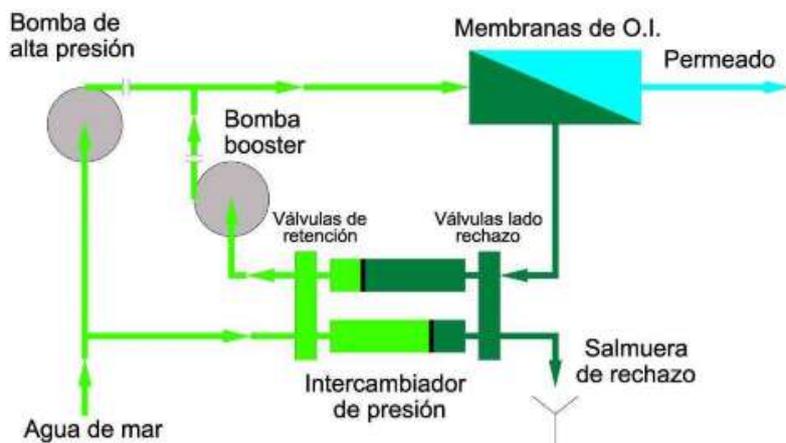


Figura 7.25. Esquema de la recuperación de energía con intercambiadores de presión.

La bomba booster impulsará un caudal de agua de mar ligeramente inferior al caudal de la salmuera de rechazo y la presión diferencial que aporta debe compensar la pérdida de carga que sufre la salmuera tanto en las membranas como en las tuberías y válvulas.

La bomba de alta presión debe suministrar por tanto el caudal de agua de mar que falta, es decir, un caudal ligeramente superior al de permeado.

### 7.5.2. Diseño ERI

Para el diseño del sistema de recuperación de energía se parte de los parámetros indicados en la siguiente tabla:

Caudal total de salmuera (m <sup>3</sup> /h)	11623,84
Número de cámaras por línea	10
Número de cámaras en operación	200
Caudal real de salmuera/cámara (m <sup>3</sup> /h)	58,12
Máximo porcentaje de mezcla (%)	1

Tabla 7.41. Parámetros de diseño ERI

A continuación se muestran la ficha técnica del equipo a emplear:

Tipo de cámaras a utilizar	ERI
Modelo de cámara	PX-300
Capacidad (m <sup>3</sup> /h)	45-68
Dimensiones (mm)	119x43x43
Peso (kg)	93

Tabla 7.42. Ficha técnica ERI

## 7.6. REMINERALIZACIÓN

### 7.6.1. Fundamentos

El agua obtenida en una planta de ósmosis inversa va a tener básicamente Cloro y sodio, que son los iones que tienen un mayor paso a través de la membrana, así como  $\text{CO}_2$ .

Esto tiene dos efectos; el agua tiene muy pocas sales, y en concreto, sales divalentes (Calcio y Magnesio) y tiene un pH ácido.

Por ello, es necesario acondicionar el agua para el uso al que vaya a ser destinada, bien sea consumo humano o uso agrícola.

Los objetivos fundamentales de los postratamientos son:

- Corregir el pH del agua producto. El agua permeado de la desaladora tiene un pH de aproximadamente 6,5. La remineralización permite subir este pH hasta el deseado según el RD 140/2003, que se sitúa entre 7,8 y 8,5.
- Corregir el equilibrio cálcico - carbónico para proteger las conducciones de distribución contra corrosión e incrustaciones.

Existen dos alternativas principales para llevar a cabo el proceso de remineralización:

- Lechada de cal, con saturadores y dosificación de  $\text{CO}_2$ .
- Lechos de calcita o dolomita con dosificación de  $\text{CO}_2$ .

En el presente proyecto se opta por el diseño de Saturadores de cal, ya que es una tecnología ampliamente probada y en operación en grandes plantas, además de que es un sistema relativamente sencillo de operación, si se maneja adecuadamente.



Figura 7.26. Saturadores de cal utilizados en la IDAM.

El diagrama básico en los que se fundamenta este proceso se muestra a continuación:

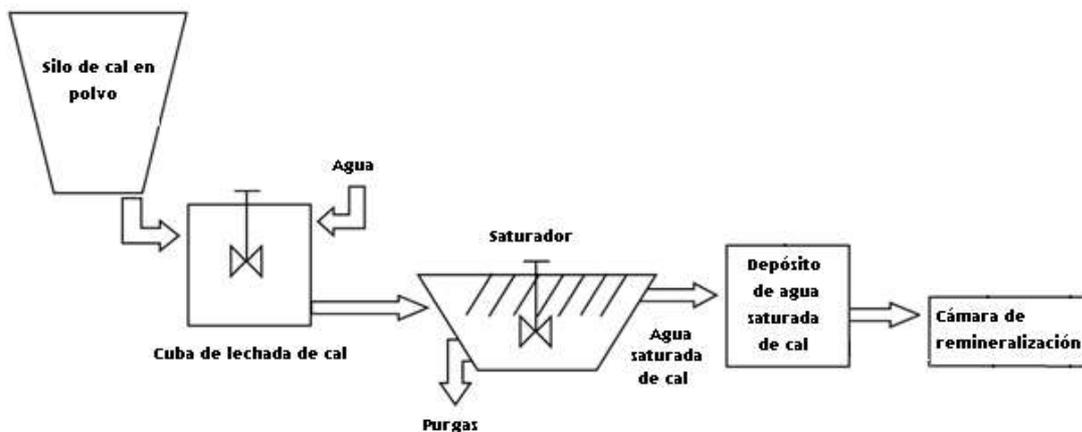


Figura 7.27. Diagrama básico de funcionamiento de los Saturadores de cal en la IDAM.

En la instalación se dispondrá de un silo donde se almacenará la cal en polvo seguido de una cuba donde se preparará la lechada de cal. Después se llevará a un saturador, consiguiendo así agua saturada de cal, que será llevada a un depósito de agua saturada de cal. Finalmente, en la cámara de remineralización y con un tiempo de retención de aproximadamente unos cinco minutos tendrá lugar la remineralización en sí.

#### 7.6.2. Diseño del proceso de remineralización mediante saturadores de cal

Para llevar a cabo el diseño del proceso de remineralización mediante Saturadores de cal se seguirá una serie de cálculos y consideraciones, que son:

##### 1) Cálculo de la dosificación de reactivos:

La reacción en la que se fundamenta este proceso es la siguiente:



El cálculo de los reactivos necesarios se realiza según los siguientes parámetros de diseño:

- Dureza de diseño: 6-8 grados franceses.
- Por cada grado francés  $\approx 7,4$  ppm  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .
- $\text{CO}_2$  según estequiometria ( $\text{Ca}(\text{OH})_2 \times 1,2$ ).

**Dosis de cal (ppm) =  $7,4 \cdot \text{Dureza agua producto (}^\circ\text{Franceses)} = 7,4 \cdot 6 = 44,4$  ppm  $\text{Ca}(\text{OH})_2$**

$$\text{Dosis de cal (ppm)} = 44,4 \text{ ppm } \text{Ca}(\text{OH})_2$$

$$\text{Dosis de CO}_2 \text{ (ppm)} = 1,2 \cdot \text{Dosis de cal(ppm)} = 1,2 \cdot 44,4 = 53,28 \text{ ppm Ca(OH)}_2$$

$$\text{Dosis de CO}_2 \text{ (ppm)} = 53,28 \text{ ppm Ca(OH)}_2$$

## 2) Cálculo del consumo de Ca(OH)<sub>2</sub>:

Para el cálculo del consumo de cal se tendrá en cuenta que la riqueza de la cal es de un 94%, además de la dosis calculada en el punto anterior.

$$\text{Consumo Ca(OH)}_2 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right) = \frac{Q \text{ a tratar } \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \cdot \text{Dosis de cal (ppm)}}{1000} = \frac{8750 \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \cdot 44,4 \text{ ppm}}{1000} = 388,5 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right)$$

$$\text{Consumo Ca(OH)}_2 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right) = \frac{\text{Consumo Ca(OH)}_2 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right)}{\text{Riqueza comercial (\%)}} = \frac{388,5 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right) \cdot 24 \text{ h}}{94 (\%)}$$

$$\text{Consumo Ca(OH)}_2 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right) = 9919,15 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right)$$

## 3) Dimensionamiento de equipos.

- Silo de almacenamiento de cal

Primero se calculará el volumen necesario para el silo de almacenamiento de cal, así como el número de silos necesarios. Se debe tener en cuenta que éste tendrá una autonomía de 7 días.

El volumen de almacenamiento necesario es función de la autonomía del depósito, del consumo de cal -obtenido en el punto 2- y de la densidad aparente de la cal. Teniendo en cuenta estos parámetros, se obtiene un volumen de almacenamiento de:

$$V_{alm} \text{ (m}^3\text{)} = \frac{\text{Consumo cal } \left( \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right)}{\rho_{aparente} \left( \frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right)} \cdot \frac{\text{Autonomía (día)}}{1000 \left( \frac{\text{l}}{\text{m}^3} \right)}$$

$$V_{alm} \text{ (m}^3\text{)} = \frac{9919,15 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right)}{0,45 \left( \frac{\text{Kg}}{\text{l}} \right)} \cdot \frac{7 \text{ (día)}}{1000 \left( \frac{\text{l}}{\text{m}^3} \right)}$$

$$V_{almacenamiento} \text{ (m}^3\text{)} = 154,3 \text{ m}^3$$

Para almacenar el volumen calculado anteriormente se dispondrá en la planta de dos silos, con lo cual el volumen unitario ascenderá a un total de 77,15 m<sup>3</sup>.

*El Volumen de almacenamiento adoptado será de 80 m<sup>3</sup> por silo.*

- Cuba de lechada de cal

Una vez calculado el silo de cal, lo siguiente será dimensionar la cuba de lechada de cal. Para ello se tendrá en cuenta la concentración de la lechada de cal (recomendable entre 4 y 10%), el caudal de entrada, así como el tiempo de retención en las cubas de lechada de cal, que se recomienda que esté comprendido entre 30 y 45 minutos.

El caudal total se calculara de la siguiente forma:

$$Q \left( \frac{m^3}{h} \right) = \frac{\text{Consumo Ca(OH)}_2 \left( \frac{Kg}{h} \right)}{\text{Concentración lechada cal} \left( \frac{Kg}{m^3} \right)} = \frac{413,3 \left( \frac{Kg}{h} \right)}{45 \left( \frac{Kg}{m^3} \right)}$$

$$Q \left( \frac{m^3}{h} \right) = 9,18 \left( \frac{m^3}{h} \right)$$

Se dispondrá de una única cuba de lechada de cal. Para el cálculo del volumen es necesario tanto el caudal que se acaba de calcular como la autonomía del depósito que se fija en 30 minutos, obteniendo así un volumen necesario de:

$$V \left( m^3 \right) = \frac{Q \left( \frac{m^3}{h} \right)}{60 \left( \frac{min}{h} \right)} \cdot \text{Autonomía del depósito (minutos)} = \frac{9,18 \left( \frac{m^3}{h} \right)}{60 \left( \frac{min}{h} \right)} \cdot 30 \text{ (min)}$$

$$V \left( m^3 \right) = 4,59 m^3$$

*El volumen adoptado será de 5 m<sup>3</sup>.*

- Saturador

El diseño de los Saturadores se realizará teniendo en cuenta el caudal total de aporte a los saturadores (cal + agua producto) y la carga hidráulica adoptada que no debe ser superior a 2,5 (m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>).

$$Q \text{ total de aporte} = \frac{\text{Consumo de cal}}{\text{Concentración lechada}} + \frac{\text{Consumo de cal}}{\text{Solubilidad de la cal}}$$

Solubilidad de la cal a 20°C: 1,65 Kg/m<sup>3</sup>.

Se obtiene un caudal total de aporte a los saturadores de 134,43 m<sup>3</sup>/h. Una vez calculado el caudal total y teniendo en cuenta que se dispondrá de 2 saturadores, se obtiene la superficie necesaria en m<sup>2</sup>:

$$\text{Superficie total (m}^2\text{)} = \frac{Q \text{ total de aporte (m}^3\text{/h)}}{\text{Carga hidráulica adoptada (m}^3\text{/h/m}^2\text{)}} = \frac{134,43 \text{ (m}^3\text{/h)}}{2,5 \text{ (m}^3\text{/h/m}^2\text{)}}$$

$$\text{Superficie total (m}^2\text{)} = 53,77 \text{ m}^2$$

$$\text{Superficie unitaria (m}^2\text{)} = \frac{\text{Superficie total (m}^2\text{)}}{\text{Número de saturadores}} = \frac{53,77 \text{ m}^2}{2}$$

$$\text{Superficie unitaria (m}^2\text{)} = 26,89 \text{ (m}^2\text{)}$$

Para cumplir con este requerimiento de superficie necesitamos un diámetro total de:

$$\text{Diámetro requerido (m)} = \sqrt{\frac{4 \cdot S \text{ (m}^2\text{)}}{\pi}}$$

$$\text{Diámetro requerido (m)} = 5,85 \text{ m}$$

El diámetro adoptado será de 6 m.

## 7.7. VERTIDO DE LA SALMUERA DE RECHAZO

Las aguas de rechazo, debido a su magnitud, es el residuo más importante de una planta desaladora. El problema que presenta es la elevada concentración en sales (1,6 -2,5 salinidad agua de mar).

Los organismos marinos se encuentran en equilibrio osmótico con el medio que los rodea, de modo que un aumento en la concentración de sales originará la deshidratación de sus células.

La sensibilidad ante estos incrementos de salinidad varía de unas especies a otras.

Igualmente, ciertas especies pueden tolerar altas salinidades tras un periodo de aclimatación.

A lo largo de la costa mediterránea, zona donde se ubicará la desaladora, existen de forma abundante las fanerógamas marinas “*Posidonia oceánica*”, muy sensibles a los incrementos de salinidad e incluidas en el *Anexo I de la Directiva del Consejo 92/43/CEE relativa a la conservación de los hábitats naturales y de la fauna y flora silvestres*, por lo que el vertido de salmuera, realizado en sus proximidades deberá cumplir:

- En ningún punto de la pradera se supere la salinidad de 38,5 psu en más del 25% de las observaciones.
- En ningún punto de la pradera se supere la salinidad de 40 psu en más del 5% de las observaciones.

Por tanto, el vertido de la salmuera se realizará de manera que se disperse y diluya rápidamente en el volumen de agua de mar sin dañar al ecosistema existente en la zona. La solución adoptada será **descarga mediante emisario submarino**.

En el emisario se diferenciarán 3 tramos: terrestres, marino y de difusión. Sus características puede observarse en la tabla siguiente:

	Tramo terrestre	Tramo marino	Tramo de difusión
<b>Tipo</b>	Gravedad	Gravedad	Gravedad
<b>Material</b>	PEAD	PEAD	PEAD
<b>Diámetro nominal (mm)</b>	1.400	1.400	1.400
<b>Longitud (m)</b>	1.000	700	150

Tabla 7.43. Características de los tramos del emisario submarino

Para diseñar el emisario de forma que se produzca una adecuada dilución, se debería realizar un estudio sobre la variación de la salinidad y de las concentraciones de otros contaminantes a lo largo del chorro del emisario. Este estudio se realizaría con el software CORMIX, pero dado que no forma parte del objeto de este proyecto, solo se recoge un ejemplo de diseño habitual con difusores y tiro parabólico:

*Por ejemplo, para un caudal efluente de 1,5 m/s con una salinidad de 65 psu, se instalaría un tramo difusor con 25 elevadores de dos bocas de descarga, cada uno de 7 cm de diámetro, produciendo chorros ascendentes que formen 60° con la horizontal, situado en una zona con un calado de 10 m, de forma que cuando la mezcla llegue al fondo, debido a su mayor densidad, el incremento de salinidad sea de tan solo 1 psu. Esto se puede observar de forma esquemática en la siguiente figura:*

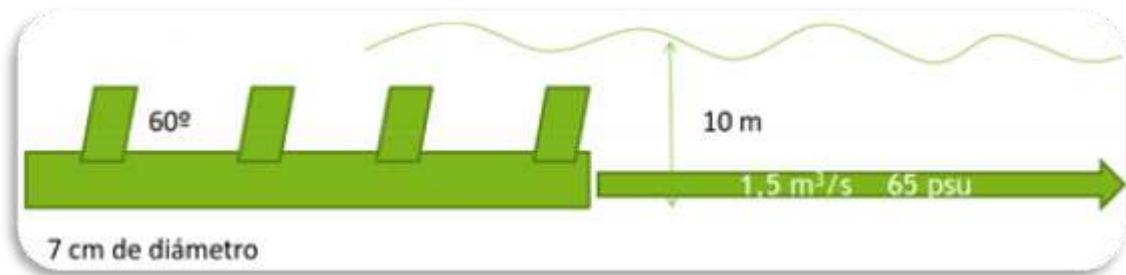


Figura 7.28. Esquema emisario submarino

El tramo difusor instalado tendría el siguiente aspecto:



Figura 7.29. Emisario submarino

## 7.8. BOMBEOS

Para calcular la potencia de bombeo necesaria se empleará la siguiente expresión:

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r}$$

donde:

- P: Potencia bomba (kW).
- Q: caudal de agua a bombear (m<sup>3</sup>/h)
- H: altura manométrica (m)
- ρ: densidad (Kg/l)
- η: rendimiento de la bomba
- r: rendimiento del motor.

La altura manométrica se calculará como:

$$H = \Delta Z + \Delta F + \Delta P$$

donde:

-H: altura manométrica.

$-\Delta Z$ : diferencia de cotas entre los puntos de aspiración y de entrega (m)

$-\Sigma F$ : pérdidas de carga (m)

$-\Delta P$ : diferencia de presión entre los puntos de aspiración y de entrega (m).

Para calcular el NPSH disponible recurrimos a la ecuación de KSB:

$$NPSHD = \left( \frac{Prs + Patm - Pv}{\gamma} \right) \cdot 10 \pm Hgeos - Hp$$

Donde :

-Prs: presión en el depósito de aspiración (kgf/cm<sup>2</sup>).

-Patm: presión atmosférica local (kgf/cm<sup>2</sup>).

-Pv: presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (kgf/cm<sup>2</sup>).

$-\gamma$ : peso específico del fluido a la temperatura de bombeo (kgf/dm<sup>3</sup>).

-10: factor de conversión de unidades.

-Hgeos: altura geométrica de aspiración, positiva o negativa (m).

-Hp: pérdidas de cargas en la aspiración.

### 7.8.1. Captación de agua bruta

Las bombas de captación han de impulsar el agua desde la cántara de toma hasta el tanque de regulación situado a continuación de las membranas de ultrafiltración.

- Para calcular la potencia de la bomba según la fórmula vista anteriormente, necesitamos conocer:
  - Caudal:

Caudal de bombeo (m <sup>3</sup> /h)	21.134,3
--------------------------------------	----------

Nº de bombas en operación	10
---------------------------	----

Tabla 7.44. Caudal de Bombeo agua bruta

$$Caudal\ unitario = \frac{Caudal\ bombeo}{n^o\ bombas} = 2.113 \frac{m^3}{h}$$

- Altura:

$\Delta Z$ : Cota de entrega a la desaladora (m)	20
$\Delta F$ : Pérdidas de carga totales en tuberías (m)	4
$\Delta P$ : diferencia de presiones entre aspiración y tanque	0

Tabla 7.45. Altura manométrica bombeo agua bruta

$$H = \Delta Z + \Delta F + \Delta P = 24\ m.c.a$$

- Y los siguientes datos:

r: Rendimiento motor	0,95
$\eta$ :Rendimiento bomba	0,85
$\rho$ : Densidad fluido	1,03

Tabla 7.46. Otros datos bombeo agua bruta

Por tanto, la potencia necesaria será de:

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r} = 176\ kW$$

Adoptándose la bomba de potencia inmediatamente superior según catalogo de 200 kW.

o Para calcular el NPSHd disponemos de los siguientes datos a una temperatura de 28°C:

Prs: Presión Depósito (Kgf/cm <sup>2</sup> )	0,0
Patm: Presión atmosférica (Kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03
Pv: Presión vapor liquido (Kgf/cm <sup>2</sup> )	0,03862
$\gamma$ : peso especifico del fluido (Kgf/dm <sup>3</sup> )	0,9966
Hp: Pérdidas carga aspiración (m)	0
Hgeos: Altura nivel de agua (m)	3

Tabla 7.47. Datos para el cálculo del NPSH

Por tanto, el NPHSd, calculado a través de la formula de KSB es de:

$$NPSHD = \left( \frac{Prs + Patm - Pv}{\gamma} \right) \cdot 10 \pm Hgeos - Hp = 12,95\ m$$

### 7.8.2. Bombeo baja presión

Para el impulso de los 21.134,3 m<sup>3</sup>/h de agua se usarán 10 **bombas de baja presión**. Las bombas de baja presión serán las encargadas de transportar el agua desde el tanque de agua filtrada por gravedad hasta los filtros presurizados a la presión requerida por éstos.

Además de las bombas en operación, se dispondrá de dos bombas de reserva por si fuera necesaria su puesta en funcionamiento.

Para calcular la **potencia necesaria** de la bomba se usará la fórmula vista anteriormente siendo necesario conocer el caudal (Q), la altura manométrica (H), la densidad del fluido a bombear (ρ), el rendimiento de la bomba (η) y el rendimiento del motor (r).

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r}$$

- Caudal de bombeo (Q):

Q de bombeo (m <sup>3</sup> /h)	21.134,3
Nº de bombas en operación	10
Caudal unitario (m <sup>3</sup> /h)	2113,43

Tabla 7.48. Caudal de bombeo de baja presión.

- Altura manométrica (H)

La altura manométrica será la suma, en este orden, de los requerimientos de presión en el recuperador de energía, de la pérdida de carga en las tuberías, de la pérdida de carga en la etapa de filtración (filtro sucio), de la pérdida de carga en la microfiltración y de un margen de seguridad que se establece en 0,5 bares, con lo cual, la altura manométrica será:

*Altura manométrica de la bomba (m. c. a.)*

$$= (\Delta P \text{ en tuberías (bar)} + P \text{ requerida ERI} + \Delta P \text{ en filtración (bar)} + \Delta P \text{ en microfiltración (bar)} + \text{Margen de seguridad (bar)}) \cdot 10 \left( \frac{\text{m. c. a.}}{\text{bar}} \right)$$

:

*Altura manométrica de la bomba (m. c. a.)*

$$= (1(\text{bar}) + 2(\text{bar}) + 1(\text{bar}) + 1(\text{bar}) + 0,5(\text{bar})) \cdot 10 \left( \frac{\text{m. c. a.}}{\text{bar}} \right)$$

***Altura manométrica de la bomba (m. c. a.) = 55 m. c. a.***

- Densidad del fluido a bombear ( $\rho$ ):

La densidad del fluido a bombear es de 1,03 Kg/l.

- Rendimiento de la bomba ( $\eta$ ) y rendimiento del motor ( $r$ ):

Las bombas a instalar presentan un rendimiento del 85% y se considera que el rendimiento del motor es del 95%

Con estos datos se obtiene que la potencia de la bomba a instalar ha de ser:

***Potencia necesaria = 404 kW – h***

Adoptándose la bomba de potencia inmediatamente superior según catalogo de 450 kW.

### 7.8.3. Lavado de filtros

#### 1) Lavado de filtros de gravedad.

Para el impulso del agua necesaria para llevar a cabo el lavado de los filtros de gravedad se usarán 2 **bombas** que suministrarán la presión necesaria para tal fin.

Además de las bombas en operación, se dispondrá de una bomba de reserva por si fuera necesaria su puesta en funcionamiento.

Para calcular la **potencia necesaria** de la bomba se usará la fórmula vista anteriormente siendo necesario conocer el caudal (Q), la altura manométrica (H), la densidad del fluido a bombear ( $\rho$ ), el rendimiento de la bomba ( $\eta$ ) y el rendimiento del motor ( $r$ ).

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r}$$

- Caudal de bombeo (Q):

Q de bombeo (m <sup>3</sup> /h)	7.200
Nº de bombas en operación	2

Caudal unitario (m <sup>3</sup> /h)	3.600
-------------------------------------	-------

Tabla7.49. Caudal de bombeo de baja presión.

- Altura manométrica (H)

La altura manométrica se estima en 20 m.

- Densidad del fluido a bombear ( $\rho$ ):

La densidad del fluido a bombear es de 1,06 Kg/l.

- Rendimiento de la bomba ( $\eta$ ) y rendimiento del motor ( $r$ ):

Las bombas a instalar presentan un rendimiento del 85% y se considera que el rendimiento del motor es del 95%

Con estos datos se obtiene que la potencia de la bomba a instalar ha de ser:

<b>Potencia necesaria = 257,5 kWh</b>
---------------------------------------

Adoptándose la bomba de potencia inmediatamente superior según catalogo de 315 kW.

## 2) Lavado de filtros presurizados.

Para el impulso del agua necesaria para llevar a cabo el lavado de los filtros a presión se usarán 2 **bombas** que suministrarán la presión necesaria para tal fin.

Además de las bombas en operación, se dispondrá de una bomba de reserva por si fuera necesaria su puesta en funcionamiento.

Para calcular la **potencia necesaria** de la bomba se usará la fórmula vista anteriormente siendo necesario conocer el caudal (Q), la altura manométrica (H), la densidad del fluido a bombear ( $\rho$ ), el rendimiento de la bomba ( $\eta$ ) y el rendimiento del motor ( $r$ ).

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r}$$

- Caudal de bombeo (Q):

Q de bombeo (m <sup>3</sup> /h)	3.528
Nº de bombas en operación	2
Caudal unitario (m <sup>3</sup> /h)	1.764

Tabla 7.50. Caudal de bombeo de baja presión.

- Altura manométrica (H)

La altura manométrica se estima en 20 m.

- Densidad del fluido a bombear ( $\rho$ ):

La densidad del fluido a bombear es de 1,06 Kg/l.

- Rendimiento de la bomba ( $\eta$ ) y rendimiento del motor ( $r$ ):

Las bombas a instalar presentan un rendimiento del 85% y se considera que el rendimiento del motor es del 95%

Con estos datos se obtiene que la potencia de la bomba a instalar ha de ser:

$$\text{Potencia necesaria} = 126,2 \text{ kWh}$$

Adoptándose la bomba de potencia inmediatamente superior según catalogo de 132 kW.

#### 7.8.4. Bombeo alta presión

##### DESDE MICROFILTRACIÓN A BASTIDOR DE ÓSMOSIS PASO 1

Las bombas de alta presión del paso 1 son las encargadas de impulsar el agua proveniente del pretratamiento hacia las membranas de ósmosis, donde se obtendrá el agua producto. Estas bombas se calculan teniendo en cuenta el aumento de la presión necesaria a lo largo de los años debido al deterioro de las membranas por su envejecimiento.

La presión a alcanzar se obtiene descontando la que ya trae el agua debido a las bombas de baja presión.

- o Para calcular la potencia de la bomba según la fórmula vista anteriormente, necesitamos conocer:
  - Caudal:

Caudal de bombeo a membranas (m <sup>3</sup> /h)	21.134,3
Caudal de recirculación (m <sup>3</sup> /h)	11.624

Caudal Bomba Alta Presión (m <sup>3</sup> /h)	9510,3
Nº de bombas en operación	20

Tabla 7.51. Caudal de Bombeo Alta Presión primer paso

$$Caudal\ unitario = \frac{Caudal\ bombeo}{n^{\circ}\ bombas} = 475,5 \frac{m^3}{h}$$

- Altura:

Presión disponible en la aspiración (bar)	2,0
Presión máxima a la entrada de membranas (bar)	65,4
$\Delta P$ : diferencia de presión entre entrega y aspiración	63,4
$\Delta F$ : Pérdidas de carga en tuberías y válvulas (bar)	0,5
$\Delta Z$ : Altura geométrica (altura media del bastidor) (bar)	0,5

Tabla 7.52. Altura manométrica bomba Alta Presión primer paso

$$H = Pdif (bar) \cdot 10 \left( \frac{m.c.a}{bar} \right) = (\Delta Z + \Delta F + \Delta P) \cdot 10 = 644 m$$

- Y los siguientes datos:

r: Rendimiento motor	0,95
$\eta$ :Rendimiento bomba	0,85
$\rho$ : Densidad fluido	1,03

Tabla 7.53. Otros datos bombeo agua bruta

Por tanto, la potencia necesaria será de:

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r} = 1064,3 kW$$

Adoptándose la bomba comercial EFFI de potencia inmediatamente superior, es decir de 1.120 kW.

## DESDE TANQUE DE ALMACENAMIENTO BASTIDOR DE ÓSMOSIS PASO 1 A BASTIDOR DE ÓSMOSIS PASO 2

Las bombas de alta presión del paso 2 son las encargadas de impulsar el agua proveniente del paso 1 hacia las membranas de ósmosis del paso 2, donde se obtendrá el agua producto.

- Para calcular la potencia de la bomba según la fórmula vista anteriormente, necesitamos conocer:

- Caudal:

Caudal producido 1 Paso (m <sup>3</sup> /h)	9.510
Caudal no tratado 2 paso o Split 20% (m <sup>3</sup> /h)	1.902
Caudal alimentado 2 paso (m <sup>3</sup> /h)	7.608
Nº de bombas en operación	20

Tabla 7.54. Caudal de Bombeo Alta Presión segundo paso

$$Caudal\ unitario = \frac{Caudal\ bombeo}{n^{\circ}\ bombas} = 380,4 \frac{m^3}{h}$$

- Altura:

Presión disponible en la aspiración (bar)	0
Presión máxima a la entrada de membranas (bar)	14,2
ΔP: diferencia de presión entre entrega y aspiración (bar)	14,2
ΔF: Pérdidas de carga en tuberías y válvulas (bar)	0,5
ΔZ: Altura geométrica (altura media del bastidor) (bar)	0,5

Tabla 7.55. Altura manométrica bomba Alta Presión segundo paso

$$H = Pdif (bar) \cdot 10 \left( \frac{m.c.a}{bar} \right) = (\Delta Z + \Delta F + \Delta P) \cdot 10 = 152 m.c.a$$

- Y los siguientes datos:

r: Rendimiento motor	0,95
η :Rendimiento bomba	0,85
ρ: Densidad fluido	1,03

Tabla 7.56. Otros datos bombeo agua bruta

Por tanto, la potencia necesaria será de:

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r} = 201 kW$$

Adoptándose la bomba comercial EFFI de potencia inmediatamente superior, es decir de 250 kW.

### 7.8.5. Bombeo de recirculación o booster

- Para calcular la potencia de la bomba según la fórmula vista anteriormente, necesitamos conocer:
  - Caudal:

Caudal de recirculación (m <sup>3</sup> /h)	11.624
Nº de bombas en operación	20

Tabla 7.57. Caudal bomba booster

$$Caudal\ unitario = \frac{Caudal\ bombeo}{n^{\circ}\ bombas} = 581,2 \frac{m^3}{h}$$

- Altura:

$\Delta P$ : diferencia de presión entre entrega y aspiración	0,7
$\Delta F$ : Pérdidas de carga en tuberías y válvulas (bar)	1
$\Delta Z$ : diferencia de cotas entre los aspiración y entrega (bar)	0

Tabla 7.58. Altura manométrica bomba booster

$$H = Pdif (bar) \cdot 10 \left( \frac{m.c.a}{bar} \right) = (\Delta Z + \Delta F + \Delta P) \cdot 10 = 17 m$$

- Y los siguientes datos:

r: Rendimiento motor	0,95
$\eta$ :Rendimiento bomba	0,85
$\rho$ : Densidad fluido	1,03

Tabla 7.59. Otros datos bomba booster

Por tanto, la potencia necesaria será de:

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{367 \cdot \eta \cdot r} = 34,3 kW$$

Se adopta la bomba comercial EFFI de potencia inmediatamente superior, es decir de 37 kW.

## 7.9. TANQUES Y RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO Y DEPÓSITOS DE PROCESO

### 7.9.1. Depósitos de agua bruta

Los depósitos de agua bruta con el código asignado T-101, reciben el agua filtrada por gravedad desde los filtros abiertos DF-101. El contenido de los depósitos se aspira por un

conjunto de diez líneas de bombeo (GA-102), de las cuales cinco impulsan el agua a los filtros cerrados correspondientes a una de las mitades de la planta y las otras cinco a los filtros cerrados de la otra mitad.

Las decisiones de diseño consisten en fijar un tiempo de residencia, una geometría y una relación de dimensiones. Se escoge una geometría rectangular para los depósitos, fijando una altura de cuatro metros y una relación longitud-anchura de 2:1. En base al caudal de entrada y al tiempo de residencia, se calcula el volumen de almacenamiento necesario, al que se le aplica un sobredimensionado del 20%. Considerando la relación de dimensiones de diseño, se estiman las dimensiones mínimas necesarias a partir de las cuales se adoptan valores coherentes de las mismas. En la siguiente tabla se recogen tanto los parámetros como los resultados de diseño:

Parámetro	Depósito Agua bruta
Nº depósitos	2
Caudal de entrada (m <sup>3</sup> /h)	21.134
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	2.113
Altura (m)	4
Longitud adoptado (m)	32
Anchura adoptado (m)	17
Volumen adoptado (m <sup>3</sup> )	2.176

Tabla 7.60. Parámetros y resultados de diseño del depósito de agua bruta.

### 7.9.2. Depósitos de laminado del permeado del primer paso

Los depósitos de laminado de permeado del primer paso son dos. Cada uno de ellos se ubica en una cada una de las mitades de la planta y reciben el 80% del permeado producido en el bastidor de ósmosis inversa del primer paso (BA-101) correspondiente a su mitad de la planta o tren de proceso. El contenido de cada tanque se aspira por un conjunto de diez bombas cada uno (GA-105).

Las decisiones de diseño consisten en fijar un tiempo de residencia, una geometría y una relación de dimensiones. Se escoge una geometría rectangular para los depósitos, fijando una altura de cuatro metros y una relación longitud-anchura de 2:1. En base al caudal de entrada y al tiempo de residencia, se calcula el volumen de almacenamiento necesario, al que se le aplica un sobredimensionado del 20%. Considerando la relación de dimensiones de diseño, se estiman las dimensiones mínimas necesarias a partir de las cuales se adoptan valores coherentes de las mismas. En la siguiente tabla se recogen tanto los parámetros como los resultados de diseño:

Parámetro	Depósito laminado de permeado
Nº depósitos	2
Caudal de entrada (m <sup>3</sup> /h)	7.608
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	1.162
Altura (m)	4
Longitud adoptado (m)	24
Anchura adoptado (m)	13
Volumen adoptado (m <sup>3</sup> )	1.248

Tabla 7.61. Parámetros y resultados de diseño de los depósitos de permeado del primer paso.

### 7.9.3. Tanques de almacenamiento de agua producto

Los tanques de almacenamiento de producto con el código asignado T-103, reciben el agua remineralizada desde la cámara de remineralización DC-101. El agua producto sale de la planta desde los tanques mediante bombeo (GA-106).

Se escoge una geometría rectangular, fijándose una altura de cuatro metros y una capacidad de 5.000 m<sup>3</sup> para el tanque. Considerando la relación de dimensiones de diseño, se estiman las dimensiones mínimas necesarias a partir de las cuales se adoptan valores coherentes de las mismas. En la siguiente tabla se recogen tanto los parámetros como los resultados de diseño:

Parámetro	Tanque Producto
Nº depósitos	2
Caudal de entrada (m <sup>3</sup> /h)	-
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	5.000
Altura (m)	4
Longitud adoptado (m)	50
Anchura adoptado (m)	25
Volumen adoptado (m <sup>3</sup> )	5.000

Tabla 7.62. Parámetros y resultados de diseño de los tanques de almacenamiento de producto.

### 7.9.4. Tanques de almacenamiento de salmuera

Los tanques de almacenamiento de salmuera con el código asignado T-104, recibe el rechazo de los bastidores del primer paso de ósmosis BA-101. La salmuera se evacúa de la planta por bombeo después de haberse aprovechado en aplicaciones dentro de la planta de entre las que destaca el lavado de los filtros abiertos y cerrados.

Las decisiones de diseño consisten en fijar un tiempo de residencia, una	Tanque Salmuera
Nº depósitos	2
Caudal de entrada (m <sup>3</sup> /h)	11.624
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	760
Altura (m)	4
Longitud adoptado (m)	19
Anchura adoptado (m)	10
Volumen adoptado (m <sup>3</sup> )	760

Tabla 7.63. Parámetros y resultados de diseño de los tanques de almacenamiento de salmuera.

### 7.9.5. Tanques de dosificación de reactivos químicos

#### 7.9.5.1. Tanque de almacenamiento de hipoclorito sódico

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Autonomía depósito almac. (días)	7	7
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	27	30
Nº de depósitos	1	1
Volumen por depósito (m <sup>3</sup> )	27	30
Volumen/depósito adoptado (m <sup>3</sup> )	30	

Tabla 7.64. Tanque de Hipoclorito Sódico

#### 7.9.5.2. Tanque de almacenamiento de cloruro férrico

	Con 1 paso	Con 2 Pasos
Autonomía dep. alm. (días)	7	7
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	23	25
Nº de depósitos	1	1
Volumen por depósito (m <sup>3</sup> )	23	25
Se adopta (m <sup>3</sup> )	30	

Tabla 7.65. Depósito de Cloruro Férrico

#### 7.9.5.3. Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Autonomía del depósito alm.(días)	7	7
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	3,08	3,35
Nº de depósitos	1	1
Volumen por depósito (m <sup>3</sup> )	3,08	3,35

Volumen/depósito adoptado (m <sup>3</sup> )	5
---	---

Tabla 7.66. Tanque de ácido sulfúrico

## 7.9.5.4. Tanque de almacenamiento de sosa

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Autonomía del depósito alm.(días)	7	7
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	137,06	17,88
Nº de depósitos	1	1
Volumen por depósito (m <sup>3</sup> )	137,06	17,88
Volumen/depósito adoptado (m <sup>3</sup> )	140	20

Tabla 7.67. Tanque de Hidróxido Sódico

## 7.9.5.5. Tanque de almacenamiento de bisulfito sódico

	Con 1 paso	Con 2 pasos
Autonomía depósito alm. (días)	4	4
Volumen necesario (m <sup>3</sup> )	9,33	10,14
Nº de depósitos	1	1
Volumen por depósito (m <sup>3</sup> )	9,33	10,14
Volumen/depósito adoptado (m <sup>3</sup> )	12	

Tabla 7.68. Tanque de Metabisulfito sódico.

## 8. IMPACTO AMBIENTAL

La construcción de la planta desaladora de agua de mar generará impactos sobre el medio, tanto en su fase de construcción como de explotación, impactos que se generan cuando se crean interacciones entre las acciones del proyecto y los aspectos del medio. Destacan:

- **Consumo de energía y sus efectos indirectos incluyendo los criterios de eficiencia energética:** Este impacto medioambiental es de tipo indirecto ya que donde realmente se produce es en las centrales de generación de energía eléctrica. La naturaleza e importancia depende de la magnitud del consumo y de los tipos de centrales eléctricas que alimenten a la planta desaladora. Para compensarlo se puede:
  - Diseñar las instalaciones de tal forma que requieran el menor bombeo posible en el proceso, disminuyendo longitudes de canalizaciones y recorridos innecesarios.
  - Diseñar de las edificaciones de forma que demanden la menor cantidad de energía para iluminación, calefacción y/o refrigeración, etc., logrando condiciones de confort sin recurrir a un gran consumo energético. Es fundamental el análisis detallado de las condiciones de iluminación y ventilación natural, así como de aislamiento acústico, en cada uno de los edificios.
- **Vertido de aguas hipersalinas:** Para diseñar éste de forma que se produzca una adecuada dilución, se debería realizar un estudio sobre la variación de la salinidad y de las concentraciones de otros contaminantes a lo largo del chorro del emisario. Este estudio se realizaría con el software CORMIX, pero dado que no forma parte del objeto de este proyecto, solo se recoge un ejemplo de diseño habitual con difusores y tiro parabólico en el apartado 7.7 VERTIDO DE LA SALMUERA DE RECHAZO.
- **Otros vertidos líquidos como:**
  - Sustancias aportadas por el agua de alimentación
  - Sustancias procedentes de la limpieza de filtros y membranas
  - Aditivos y derivados para eliminar la turbidez, para corregir el pH o para prevenir las incrustaciones, el crecimiento biológico, la corrosión y la formación de espumas.
  - Calor
  - Productos de la corrosión.

El destino final de estos efluentes será una planta de tratamiento para que cumpla con los requerimientos de vertido del gestor.

- **Impacto visual de la edificación incluyendo los criterios de integración paisajística,** entendida ésta como la creación de un elemento en armonía con su entorno, buscando, contribuir a la recreación paisajística, transformando una infraestructura en un elemento

de referencia territorial que estimule la relación con el lugar y los ciudadanos así como una propuesta compositiva que contribuya a la mejora o puesta en valor del lugar.

Los edificios que albergan los distintos elementos propios de un proceso de desalación, son construcciones diáfnas, de escasa altura, que carecen de cualquier tipo de emisión a la atmósfera y que al acoger elementos modulares permiten una gran flexibilidad tanto en su diseño como en su ejecución, por lo que son fácilmente integrables en su entorno, reduciendo notablemente su posible impacto visual y paisajístico.

○ **Otros posibles impactos**

- **Construcciones en tierra:** es habitual buscar su construcción por redes de caminos o por lugares ya antropizados, con lo que su afección será nula, bastando unas simples medidas de conservación del material extraído y la regeneración y trasplante de la flora potencial y la preexistente, de manera que no es difícil de conseguir tal grado de mimetización, que unos meses después de ejecutada la obra, sea difícil de distinguir el trazado de la conducción.
- **Toma de agua:** Aunque las bocas de toma suelen situarse a media profundidad para minimizar la aspiración de sólidos (biomasa o sedimentos), es indudable que puede producirse un perjuicio medioambiental debido a la eliminación de organismos vivos. Para minimizar este efecto los dispositivos de toma se diseñan de manera que no induzcan grandes velocidades de aspiración. Como consecuencia, solo resultan afectados los organismos de movilidad limitada, principalmente planctónicos.
- **Obras marítimas:**
  - Que se diseñen de forma que sólo produzcan impacto ambiental durante la fase de construcción.
  - Que su trazado discurra por fondos de escaso valor pesquero o ecológico y manteniendo distancias razonables a las parcelas valiosas. Sólo debe admitirse un trazado con algún tramo situado encima de fondos con algún valor ecológico si se demuestra que es la mejor opción desde un punto de vista ambiental del conjunto de la obra.
  - Que se tomen medidas para minimizar los efectos indeseables producidos durante las obras, por ejemplo, la formación de turbidez.
  - Que se protejan frente a las acciones del mar (temporales), a los cambios de batimetría y a los impactos de anclas y artes de pesca de arrastre.
  - Que el proyecto incluya programas de vigilancia detallados y presupuestados.
- **Emisión de ruido:** Las bombas son componentes bastante ruidosos, particularmente las turbo bombas de alta presión y los recuperadores de energía.

Estas máquinas se encuentran en el interior del edificio de la planta desaladora de forma que, si está bien aislada, la emisión de ruido al exterior es prácticamente despreciable. No obstante debe hacerse un estudio acústico y comprobar los niveles de ruido tanto interiores como exteriores, especialmente desde la entrada en vigor del código técnico de la edificación.

Como vemos el proyecto genera una serie de impactos ambientales que deben ser analizados en un Estudio de Impacto Ambiental, que determine la ejecución o no del proyecto. Este estudio es de obligada realización pues, la planta objeto de estudio, se encuentra dentro del grupo 8.e (Instalaciones de desalación o desalobración de agua con un volumen nuevo o adicional superior a 3.000 metros cúbicos/día) del anexo II del *Real Decreto Legislativo 1/2008*, donde se regulan los proyectos que deben someterse a Estudio de Impacto Ambiental (EIA).

## 9. COSTES DE EXPLOTACIÓN

### 9.1. COSTES DE EXPLOTACIÓN OPERANDO CON DOBLE PASO

Para la determinación del coste del m<sup>3</sup> del agua en la IDAM, se tendrán en cuenta por una parte los costes de inversión y por otra los costes de operación, tanto fijos como variables. A continuación se hará un desglose detallado de cada uno de estos costes.

#### 9.1.1. Costes de inversión

Los costes de inversión estimados para una planta desaladora de esta magnitud, teniendo en cuenta la obra civil y los equipos necesarios, se pueden aproximar a una cantidad de 506 €/m<sup>3</sup> día. Teniendo en cuenta que la planta tiene un caudal de producción de 210.000 m<sup>3</sup>/día, los costes de inversión ascenderían a:

CONSTRUCCIÓN IDAM	
Coste de inversión (euros/m <sup>3</sup> ·día)	506
Caudal producido (m <sup>3</sup> /día)	210.000
Coste de inversión (euros/año)	106.260.000

Tabla 9.1. Costes de inversión de la IDAM.

La amortización de la obra civil y los equipos se llevará a cabo de manera lineal de la siguiente forma:

AMORTIZACIÓN		
	EQUIPOS	OBRA CIVIL
Repercusión (%)	80%	20%
Coste equipos (€)	85.008.000	21.252.000
Vida útil (años)	15	30
Valor residual (€)	0	0
Valor amortizable (€)	85.008.000	21.252.000
Dotación Anual a la amortización (€)	5.667.200	708.400

Tabla 9.2. Amortización de equipos y obra civil.

#### 9.1.2. Costes fijos

Se definen como todos aquellos costes en los que se incurre independientemente de que la planta funcione o no. Los costes fijos que se tendrán en cuenta en la instalación son los que se recogen en la siguiente tabla. A continuación se irán describiendo cada uno de estos costes fijos.

COSTES FIJOS
1) Personal
2) Terminio fijo de potencia
3) Mantenimiento y conservación de la instalación.
4) Reposición de material fungible
5) Reposición de membranas
6) Administración y varios
7) Plan de Vigilancia Ambiental.
8) Seguros
9) Análisis de aguas.

Tabla 9.3. Costes fijos contemplados en la IDAM.

## 1) PERSONAL

El personal que forma parte de la instalación es el que se recoge a continuación en la siguiente tabla:

Número	PUESTO	COSTE UNITARIO (€/año)	COSTE TOTAL (€/año)
1	Jefe de planta	61.000	61.000
1	Subjefe de planta	45.000	45.000
6	Oficial electromecánico	26.000	156.000
1	Jefe de laboratorio	40.000	40.000
20	Operadores de planta	26.000	520.000
5	Ayudantes	24.000	120.000
3	Administrativo	24.000	72.000
37	-	-	1.014.000

Tabla 9.4. Costes fijos de personal.

## 2) TÉRMINO FIJO DE POTENCIA

Se estima el coste debido al término fijo de potencia en la instalación de 1.000.000 euros al año.

## 3) MANTENIMIENTO Y CONSERVACIÓN DE LA EXPLOTACIÓN:

El coste asociado al mantenimiento preventivo y correctivo de la instalación se divide en tres partes: equipos mecánicos, equipos eléctricos y obra civil.

Teniendo en cuenta la inversión inicial de equipos y estimando que un 85% de este coste será debido a equipos mecánicos y el resto a equipos eléctricos se obtiene el coste de mantenimiento y conservación de la explotación en lo que a equipos se refiere. Por otro lado,

como se ha mencionado anteriormente se debe tener en cuenta el coste de la obra civil. En ambos casos, se aplicara un porcentaje medio, calculado para los primeros 3 años de explotación como se muestra a continuación:

% Aplicado	Presupuesto (€)		Coste total (€/año)
0,65%	Equipos Mecánicos	72.256.800	469.669
0,42%	Equipos Eléctricos	12.751.200	53.555
0,17%	Obra Civil	21.252.000	36.128
<b>TOTAL</b>			<b>559.353</b>

Tabla 9.5. Costes fijos de mantenimiento y conservación de la explotación.

#### 4) REPOSICIÓN DE MATERIAL FUNGIBLE

En este apartado se incluye una partida para la adquisición de material a consumir y reponer durante la operación de las instalaciones: aceites, grasas, elementos electro-mecánicos, etc. El coste derivado de esto es:

<b>COSTES DE REPOSICIÓN DE MATERIAL FUNGIBLE (€/año)</b>	<b>30.000</b>
--	---------------

Tabla 9.6. Costes fijos de reposición de material fungible.

#### 5) REPOSICIÓN DE MEMBRANAS

Se tendrá en cuenta un coste fijo debido a la reposición de membranas de ósmosis inversa que asciende a:

<b>N ° de membranas instalación</b>	<b>23.800</b>
<b>Precio unitario membrana (€/ud.)</b>	<b>350</b>
<b>% de Reposición anual</b>	<b>12,0%</b>
<b>% de Reposición fijo</b>	<b>20,0%</b>
<b>TOTAL (€/año)</b>	<b>199.920</b>

Tabla 9.7. Costes fijos de reposición de membranas.

#### 6) ADMINISTRACIÓN Y VARIOS

En este apartado se tienen en cuenta gastos varios, como pueden ser material de oficina, ropa, asesoría, visita de especialistas, seguridad y salud o calidad entre otros. Los costes ascienden a:

<b>COSTE DE ADMINISTRACIÓN Y VARIOS (€/año)</b>	<b>50.000</b>
---	---------------

Tabla 9.8. Costes fijos de administración y varios.

## 7) PLAN DE VIGILANCIA AMBIENTAL

Se incluye una partida económica para la realización de un plan de vigilancia ambiental que supone un gasto fijo de:

PARAMETROS	COSTE (€/año)
Campaña marina de medidas de salinidad	20.000
Medición de niveles sonoros	15.000
Control de la dispersión del efluente	25.000
Control integridad del emisario	30.000
<b>TOTAL</b>	<b>90.000</b>

Tabla 9.9. Costes del plan de vigilancia ambiental.

## 8) SEGUROS

Es necesaria la realización de los siguientes seguros:

SEGURO	COSTE (€/año)
Seguro de responsabilidad civil	100.000
Seguro todo riesgo de daños materiales	100.000
Seguro de los vehículos	100.000
Seguro colectivo de accidentes	90.000
<b>TOTAL</b>	<b>390.000</b>

Tabla 9.10. Costes fijos de los seguros necesarios.

## 9) ANÁLISIS DE AGUAS

Los análisis de aguas que se realicen al año y que son los requeridos según R.D. 140/2003, supondrán un coste de:

<b>COSTE ANÁLISIS DE AGUAS (€/año)</b>	<b>150.000</b>
--	----------------

Tabla 9.11. Coste de análisis de aguas.

A continuación se recoge un resumen de los gastos fijos de la instalación:

GASTO FIJO	COSTE (€/año)
<b>Personal</b>	<b>1.014.000</b>
Termino fijo de potencia	1.000.000
Mantenimiento y conservación de la explotación	559.353
Reposición de material fungible	30.000
Reposición de membranas	199.920

Administración y varios	50.000
Plan de vigilancia ambiental	90.000
Seguros	390.000
Análisis de aguas	150.000
<b>TOTAL COSTES FIJOS</b>	<b>3.483.273</b>

Tabla 9.12. Resumen de gastos fijos contemplados en la IDAM.

En la siguiente gráfica se representa el peso de cada uno de los costes fijos contemplados en la IDAM:

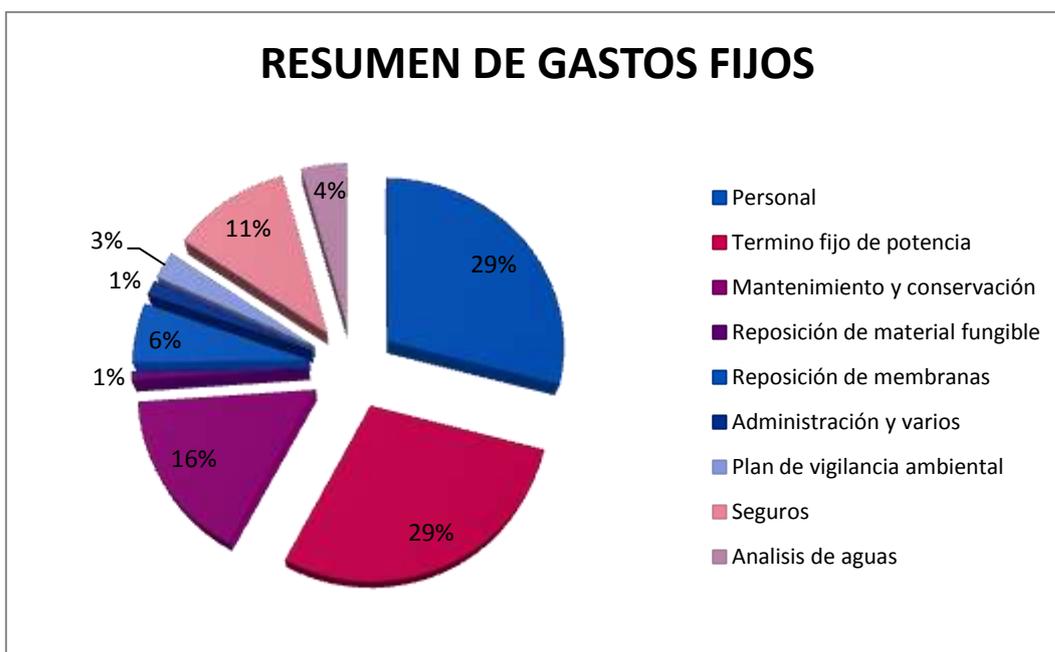


Figura 9.1. Resumen de gastos fijos en la IDAM en el caso de operación con doble paso.

### 9.1.3. Costes variables

Los costes variables son aquellos que dependen exclusivamente de la cantidad de agua desalada, y que se producen únicamente si la planta está en funcionamiento.

Los costes variables que se tendrán en cuenta en la instalación son los que se recogen en la siguiente tabla. A continuación se irán describiendo cada uno de estos costes variables.

COSTES VARIABLES
1) Reactivos químicos.
2) Tratamiento de fangos.
3) Limpieza de membranas.
4) Reposición de membranas.
5) Reposición de filtros de cartuchos.

## 6) Costes variables energéticos.

Tabla 9.13. Costes variables contemplados en la IDAM.

## 1) Reactivos químicos.

REACTIVO	COSTE (€/año)
Desinfección: Hipoclorito sódico	414.971,18
Coagulación: Cloruro Férrico	309.659,17
Regulación de pH: Acido sulfúrico	43.589,41
Regulación de pH: Sosa (Paso 2)	439.883,40
Reducción de oxidantes: Bisulfito sódico	263.628,75
Inhibidor de Incrustación: Organofosfato (Paso 1)	518.888,33
Inhibidor de Incrustación: Organofosfato (Paso 2)	186.799,80
Remineralización: CO2	240.000,00
Remineralización: Cal	327.331,91
<b>TOTAL</b>	<b>2.744.752</b>

Tabla9.14. Costes variables de reactivos.

## 2) TRATAMIENTO DE FANGOS

<b>COSTE TRATAMIENTO DE FANGOS (€/año)</b>	<b>693.000</b>
--	----------------

Tabla 9.15. Costes variables de tratamiento de fangos.

## 3) LIMPIEZA DE MEMBRANAS

<b>COSTE LIMPIEZA DE MEMBRANAS (€/año)</b>	<b>138.600</b>
--	----------------

Tabla9.16. Costes variables de limpieza de membranas.

## 4) REPOSICIÓN DE MEMBRANAS

Las membranas será necesario reponerla con un % de reposición anual de un 12%, lo que conlleva un gasto de:

<b>N ° de membranas instalación</b>	<b>23.800</b>
<b>Precio unitario membrana (€/ud.)</b>	<b>350</b>
<b>% de Reposición anual:</b>	<b>12,0%</b>
<b>% de Reposición variable:</b>	<b>80,0%</b>
<b>Coste anual (€/año)</b>	<b>799.680</b>

Tabla 9.17. Costes variables de reposición de membranas.

## 5) REPOSICIÓN DE FILTROS DE CARTUCHO

Se incluyen en este capítulo los filtros de cartuchos, que se cambian en función de la explotación de la planta.

Nº de cartuchos instalados en pretratamiento (ud.)	6.200
Cambio cartuchos en pretratamiento (veces/año)	3
Nº de cartuchos instalados en el equipo de limpieza (ud.)	310
Cambio cartuchos en limpieza (veces/año)	6
Precio cartuchos filtrantes (€/ud.)	12,50
Coste anual cartuchos (€/año)	232.500

Tabla 9.18. Costes variables de reposición de filtros de cartuchos.

#### 6) COSTES VARIABLES ENERGÉTICOS

Los costes energéticos son los que presentan mayor peso en la IDAM como se puede observar en la siguiente tabla:

Consumo total (Kw-h/m <sup>3</sup> )	3,9539
Precio del Kw-h consumido (€/Kw-h)	0,09
Coste anual energético (€/año)	24.660.409

Tabla 9.19. Costes variables energéticos.

A continuación se recoge un resumen de los gastos variables que habría en la instalación durante el primer año de explotación:

GASTO VARIABLE	COSTE (€/año)
Coste total reactivos	2.744.752
Gastos de tratamiento de fangos	693.000
Gastos de limpieza de membranas	138.600
Gastos reposición de membranas OI	799.680
Coste total reposición FC	232.500
TOTAL SIN ENERGÍA	4.608.532
Costes Energéticos	24.660.409
TOTAL CON ENERGÍA	29.268.941

Tabla 9.20. Resumen de gastos variables en la IDAM en el caso de operación con doble paso.

En la siguiente gráfica se representa el peso de cada uno de los costes variables contemplados en la IDAM:

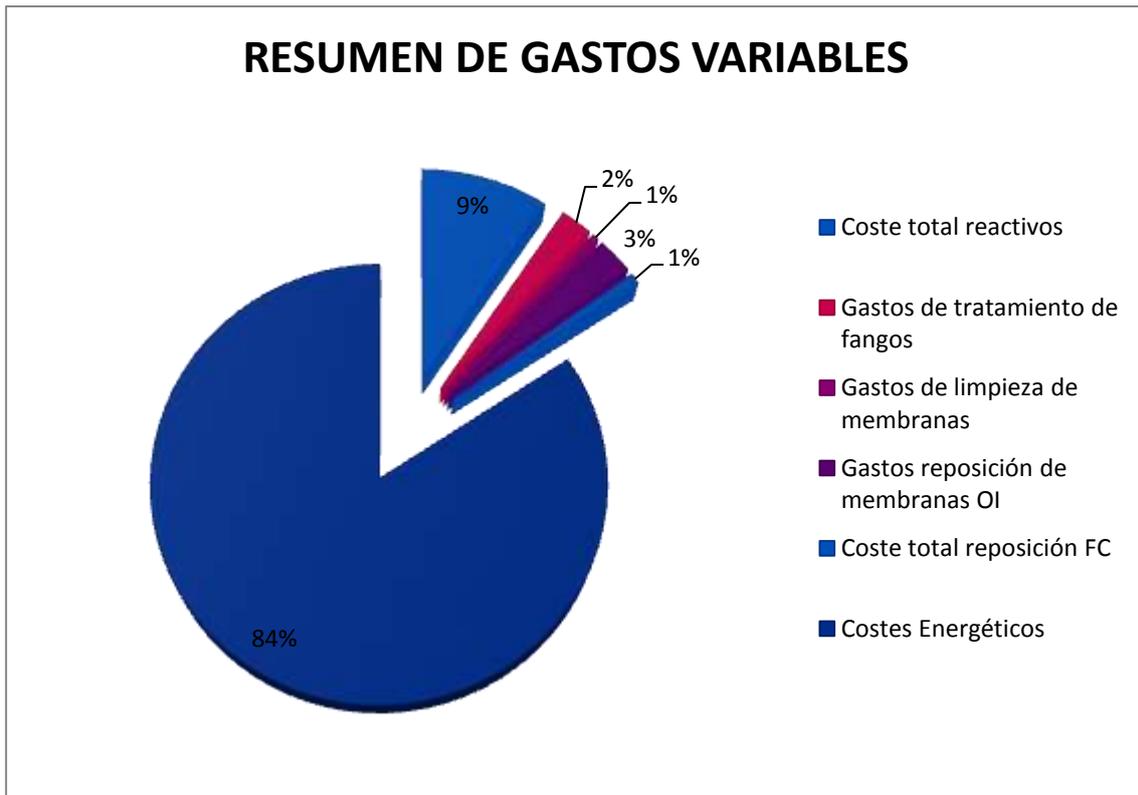


Figura 9.2. Resumen de gastos variables en la IDAM en el caso de operación con doble paso.

A continuación se representa de forma gráfica el peso de cada uno de los costes de la instalación, tanto fijos como variables, en el caso de operación con doble paso:

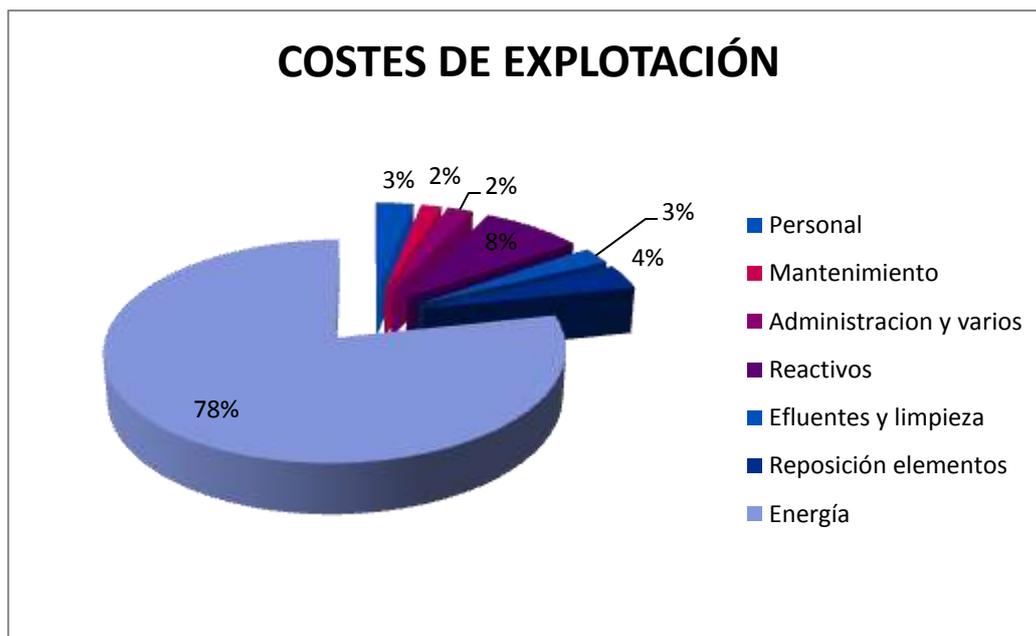


Figura 9.3. Resumen de los costes de explotación en la IDAM en el caso de operación con doble paso.

#### 9.1.4. Cálculo del coste del m<sup>3</sup> de agua producida

El cálculo del coste del m<sup>3</sup> de agua se calculará en el caso de que se tenga en cuenta los costes anuales de amortización de los equipos y obra civil, costes fijos y costes variables y por otro lado teniendo únicamente en cuenta los costes fijos y variables, sin incluir la amortización de los equipos y la obra civil.

- Considerando costes anuales de amortización, costes fijos y costes variables:

CONCEPTO	COSTE (€/año)
Costes de amortización (€/año)	6.375.600
Costes fijos (€/año)	3.483.273
Costes variables (€/año)	29.268.941
<b>TOTAL (€/año)</b>	<b>32.752.213</b>

Tabla. 9.21. Costes totales de la instalación con operación con doble paso (incluyendo amortización).

Como la producción de agua desalada al año es de 69.300.000 m<sup>3</sup>, el coste del agua en esta planta se estima en aproximadamente **0,5646 €/m<sup>3</sup>**.

- Considerando costes fijos y variables:

CONCEPTO	COSTE (€/año)
Costes fijos (€/año)	3.483.273
Costes variables (€/año)	29.268.941
<b>TOTAL (€/año)</b>	<b>32.752.214</b>

Tabla 9.22. Costes totales de la instalación con operación con doble paso (sin incluir amortización).

Como la producción de agua desalada al año es de 69.300.000 m<sup>3</sup>, el coste del agua en esta planta se estima en aproximadamente **0,4726 €/m<sup>3</sup>**.

## 9.2. COSTES DE EXPLOTACIÓN OPERANDO CON UN ÚNICO PASO

En el caso de que la planta opere con un único paso habrá que tener en cuenta lo siguiente:

- Los **costes de inversión** y por tanto la dotación anual a la amortización se sigue manteniendo exactamente igual que en el caso de operación con doble paso.
- Los **costes fijos** de la instalación serán los mismos que en el caso de que se opere con dos pasos, excepto en la partida de reposición de membranas de término fijo que en este caso asciende a 157.584,00 euros al año.

- En el caso de **costes variables**, existen las siguientes diferencias respecto al segundo paso:
  - En la *partida de reactivos* se elimina el antiincrustante dosificado en el segundo paso, con lo cual únicamente habrá que considerar la adición de este reactivo en el primer paso de ósmosis. Además, la dosificación de sosa se hará únicamente en el primer paso de ósmosis y en este caso, en lugar de requerirse una dosis de diseño de 10 ppm (caso de operación con doble paso) será necesaria una dosis real de 30 ppm, con la consiguiente diferencia de coste que ello implica.
  - En la *partida de reposición de membranas* también existirá una diferencia notable en lo que a costes se refiere, debido a que el número de membranas usadas en el caso de operación con un único paso es menor que en el caso de operación con doble paso.
  - En la *partida de costes variables energéticos* también habrá una diferencia notable en lo que a costes se refiere, ya que en el caso de operación con único paso habrá menor consumo específico total.

Teniendo en cuenta todas estas consideraciones, los costes variables de la instalación en el caso de operación con único paso son:

GASTO VARIABLE	COSTE (€/año)
<b>Coste total reactivos</b>	5.326.573
Gastos de tratamiento de fangos	693.000
Gastos de limpieza de membranas	138.600
Gastos reposición de membranas OI	630.336
<b>Coste total reposición FC</b>	232.500
<b>TOTAL SIN ENERGÍA</b>	7.021.009
<b>Costes Energéticos</b>	20.883.551
<b>TOTAL CON ENERGÍA</b>	27.904.561

Tabla 9.23. Resumen de gastos variables en la IDAM en el caso de operación con un único paso.

A continuación se representa de forma gráfica el peso de cada uno de los costes de la instalación, tanto fijos como variables, en el caso de operación con único paso:

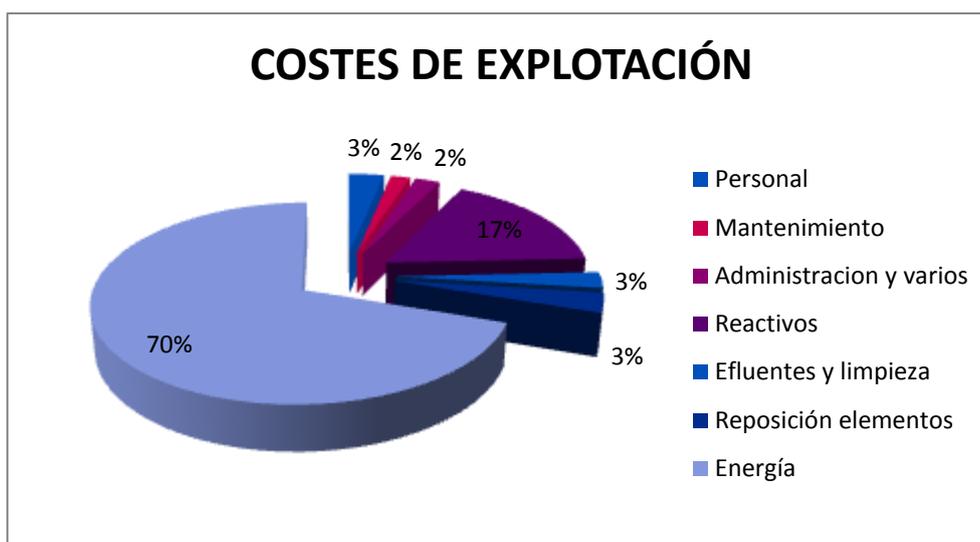


Figura 9.4. Costes de explotación en la IDAM en el caso de operación con único paso.

### 9.2.1. Cálculo del coste del m<sup>3</sup> de agua producida

El cálculo del coste del m<sup>3</sup> de agua se calculará igual que en el caso de operación con doble paso, en el caso de que se tenga en cuenta los costes anuales de amortización de los equipos y obra civil, costes fijos y costes variables y por otro lado teniendo únicamente en cuenta los costes fijos y variables, sin incluir la amortización de los equipos y la obra civil.

- Considerando costes anuales de amortización, costes fijos y costes variables:

CONCEPTO	COSTE (€/año)
Costes de amortización (€/año)	6.375.600
Costes fijos (€/año)	3.440.936,64
Costes variables (€/año)	27.904.561
<b>TOTAL (€/año)</b>	<b>37.721.097,48</b>

Tabla. 9.24. Costes totales de la instalación con operación con único paso (incluyendo amortización).

Como la producción de agua desalada al año es de 69.300.000 m<sup>3</sup>, el coste del agua en esta planta se estima en aproximadamente **0,5443 €/m<sup>3</sup>**.

- Considerando costes fijos y variables:

CONCEPTO	COSTE (€/año)
Costes fijos (€/año)	3.440.937
Costes variables (€/año)	27.904.561
<b>TOTAL (€/año)</b>	<b>31.345.497,48</b>

Tabla 9.25. Costes totales de la instalación con operación con doble paso (sin incluir amortización).

Como la producción de agua desalada al año es de 69.300.000 m<sup>3</sup>, el coste del agua en esta planta se estima en aproximadamente **0,4523 €/m<sup>3</sup>**.

## 10. COMPARATIVO ENERGÉTICO

Para llevar a cabo el comparativo energético y económico de la instalación se debe tener en cuenta las principales diferencias existentes entre ambos modos de operación en lo que a este ámbito se refiere.

En el caso de operación con doble paso el mayor ahorro económico se debe a la dosificación de reactivos en la etapa de osmosis inversa, ya que a diferencia de la operación con paso único el único punto de dosificación de sosa es a la entrada del segundo paso de osmosis, siendo el caudal a tratar bastante menor que en el caso de operación con un paso. Además, la dosis de sosa necesaria es casi un 35% menor que en el caso de operación con un único paso, siendo ésta de 10 ppm a diferencia de la operación con doble paso que se estima en 30 ppm, con el consiguiente aumento económico que ello conlleva como se verá a continuación.

Sin embargo, aunque la operación con doble paso lleva implícito este ahorro económico en lo que a dosificación de reactivos se refiere, el consumo energético es mayor debido a la incorporación del segundo paso que hace necesaria la presencia de una bomba extra en la instalación. Si bien es cierto que la presión requerida en la bomba de alta presión de la alimentación al segundo paso de osmosis inversa es bastante menor que la de alimentación al primer paso, también es cierto, que esto supone un incremento notable en cuanto a consumo de energía.

A continuación se vera de forma grafica el peso de cada una de estas partidas con el objeto de realizar el comparativo tanto energético como económico:

	Único paso de OI	Doble paso de OI
Consumo de sosa (Kg/año)	9.240.000	1.205.160
Coste anual sosa (€/año)	3.372.600	439.883
Consumo específico (kWh/m <sup>3</sup> )	3,3483	3,9539
Coste anual energía (€/año)	20.883.551	24.660.409

Tabla 10.1. Comparativo económico y energético entre operación con doble y único paso de OI.

El factor clave es analizar si el ahorro que conlleva la menor dosificación de reactivos en el caso de operación con doble paso compensa el mayor coste anual en términos energéticos. A continuación se representa de forma grafica cada una de estas partidas en cada uno de los modos de operación:

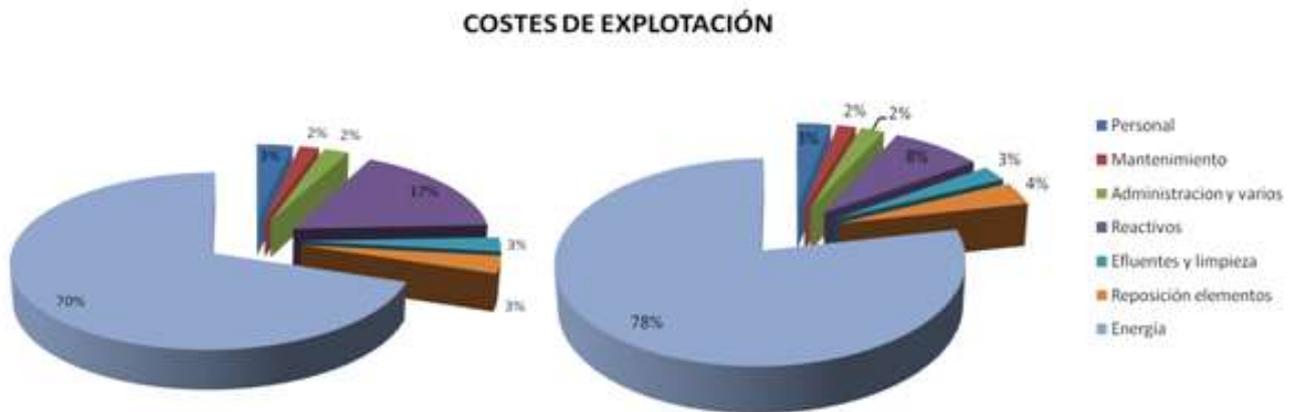


Figura 10.1. Costes de explotación en el caso de operación con único paso (izq.) y doble paso (der.).

Si se tiene en cuenta todas las partidas reflejadas en el gráfico anterior, se obtiene un coste total anual para el caso de dos pasos **32,752 M€**, mientras que en el caso de operación con único paso el coste total anual es de **31,345 M€**, conllevando esto a una diferencia en el coste del m<sup>3</sup> agua producida de **0,4726** a **0,4523** en el caso de que se opere con un único paso, con lo cual se puede afirmar que el peso que supone el mayor consumo de energía implica un mayor coste anual y por consiguiente un mayor precio en el agua producida, aunque la diferencia no es excesivamente notable.

## 11. CONCLUSIONES

---

- La ósmosis inversa es, y se prevé siga siendo para futuras plantas, la tecnología líder en desalación debido al menor coste relativo de la producción de agua potable a partir de agua de mar y salobre con respecto a su destilación. Su uso se extiende por todo el mundo y constituye una herramienta útil de planificación hidrológica en escenarios de escasez de agua, orientada al aumento de la disponibilidad del recurso.
- Los impactos ambientales asociados a la producción de agua desalada por ósmosis inversa son relativos a los lixiviados derivados del lavado de los filtros y membranas y al vertido de la salmuera fundamentalmente, pudiéndose reducir enormemente el efecto de este último mediante infraestructuras hoy disponibles que suponen un coste adicional de inversión.
- En lo que respecta al modo de operación de las Instalaciones Desaladoras de Agua de Mar (IDAM), en España la mayor parte trabajan operando con doble paso para conseguir una alta remoción de boro ( $<0,5$  ppm) en base a las recomendaciones de la OMS. Sin embargo, dichas recomendaciones no están lo suficientemente probadas, por lo que parece razonable plantearse trabajar con un único paso que consiga la eliminación de boro establecido en el RD 140/2003 ( $<1$  ppm), abaratando significativamente, como hemos visto en el apartado *de comparativo energético* los costes de explotación.
- Debido a que el mayor coste en este tipo de instalación es el asociado al consumo energético, es primordial disponer de sistemas técnicos de recuperación de energía que permitan disminuir esta partida, permitiendo hacer el proceso cada vez más rentable.
- Por otro lado, aunque en el actual proyecto se ha diseñado el pretratamiento químico de forma completa, en el caso de realizar la explotación de la planta de forma real, las cantidades dosificadas a lo largo de la línea de proceso variarían de forma notable respecto a las cantidades de diseño.

## 12. BIBLIOGRAFÍA

---

- Escasez de agua dulce y desalinización. Los casos de Marruecos, Lanzarote (España), Palestina y el sur de la India.
- Depósito de Documentos de la FAO.
- Libro blanco del Agua en España.
- Documentación del modulo *Gestión de Aguas Potables* del Máster *Ingeniería y Gestión del Agua*, EOI.
- **RD 140/2003** por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano.
- **RD 1/2008** por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Evaluación de Impacto Ambiental de proyectos
- Congreso Nacional del Medioambiente CONAMA. Acciona. Manuel Fariñas Iglesias.
- <http://www.prominent.es/Inicio-2.aspx>
- <http://es.grundfos.com/>
- “Informe de situación - Provincia de Málaga”, Consejería de Empleo, Fundación Andaluza de Formación y Empleo, 2009.
- Cifras oficiales de población del Instituto Nacional de Estadística, [www.ine.es](http://www.ine.es).
- “Métodos estadísticos para el cálculo estimativo de la denominada población flotante”, Geoconyka S.L.
- Consejería de Agricultura, Pesca y Ganadería, Junta de Andalucía, [www.juntadeandalucia.es](http://www.juntadeandalucia.es).
- Demet Akgul, Mehmet Cakmakc, “Cost analysis of seawater desalination with reverse osmosis in Turkey”, *Desalination* 220, 123-134, 2008.
- Takeshi Matsura, Dipak Rana, Mohamed Rasool, “Recent advances in membrane science and technology in seawater desalination with technology development in the Middle East and Singapore”, *Membrane Processes* Vol. II, 2011.
- Greenlee, L.F., Lawler, D.F., “Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today’s challenges”, *Water Research* 43, 2317-2348, 2009.
- Características de membranas tomadas de Hydranautics, Nitto Denko: [www.membranes.com](http://www.membranes.com).