

eman ta zabal zazu



Universidad  
del País Vasco

Euskal Herriko  
Unibertsitatea

**PROCESO DE DESALACION DE AGUA DE MAR  
MEDIANTE UN SISTEMA DE OSMOSIS INVERSA DE MUY  
ALTA CONVERSION EN TRES ETAPAS CON  
RECIRCULACION DE PERMEADO Y DOBLE SISTEMA DE  
RECUPERACION DE ENERGIA**

**Tesis Doctoral**

Para optar al grado de **Dr. Ingeniero Industrial**

Autor:

**Don Julen Cabero García**

Director:

**Dr. Don José Luis Rodríguez Frutos**

Bilbao, Diciembre de 2015



Ingeniaritza Goi Eskola Teknikoa  
Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Bilbao



Hace más de cuarenta años, ellos lo tenían claro, y  
el tiempo les ha dado la razón...

A Herme y a Julián



## AGRADECIMIENTOS

---

Al llevar esta Tesis a la imprenta, me acompañan mis dos sobrinos que no han dudado en levantarse a las siete de la mañana, un día festivo para ellos, y acompañarme en este momento tan importante que supone la última etapa de una investigación. Y esto me hace pensar en las personas que, de una manera u otra, han estado conmigo durante la elaboración de este trabajo y han sido colaboradores fundamentales en el mismo.

Las personas que, desde hace mucho tiempo, me han animado para que la desarrollase y finalizase, como mi Director de Tesis a quien tengo en gran estima desde hace muchos años.

La empresa Degremont, la cual desde hace más de 15 años, ha dirigido mi capacidad investigadora haciéndome madurar en ese sentido.

Los compañeros, doctorandos y doctores, que en algún momento han resuelto mis dudas y escuchado mis divagaciones, en especial, a quien ha estado conmigo desde que comenzamos juntos la carrera universitaria, hace ya muchos años.

Y por supuesto, a todas las personas que están muy cerca de mí, mi familia y amigos, que han mostrado, en todo momento, su apoyo y su ayuda incondicional. Esta Tesis tiene un poco de cada uno de ellos.

Muchas gracias a todos

Julen Cabero García



*El agua dulce es un bien preciado y en muchos lugares del mundo un bien escaso. Solo el 3% del agua existente en la Tierra es dulce, el resto es agua salada. El agotamiento de los acuíferos, el cambio climático o el aumento de la población mundial son algunos de los motivos por los cuales la desalación de agua de mar para obtener agua dulce será fundamental en el futuro. De todas las tecnologías de desalación de agua de mar existentes, en la actualidad la ósmosis inversa representa la tecnología principal y la tendencia es de aumentar su predominio.*

*La salinidad de los mares se encuentra en un rango entre 33.000 y 39.000 mg/l con algunas excepciones, en zonas geográficas donde se encuentran valores superiores o inferiores a estos. La conversión de un proceso de desalación representa el porcentaje de agua dulce que se obtiene a partir de agua salada, y en este sentido, la mayoría de las instalaciones construidas en los últimos 25 años están diseñadas con una conversión entre el 40 y el 50%*

*El desarrollo y la evolución de la desalación en las últimas décadas ha tenido como uno de los principales objetivos la reducción del consumo energético, pasando de valores superiores a los 20 Kwh/m<sup>3</sup> en 1970 a valores actuales por debajo de 3 kwh/m<sup>3</sup>. Otro de los objetivos ha sido el lograr un aumento en el rechazo de sales de las membranas de ósmosis inversa. En cambio, en la mayoría de los casos, la conversión de las desaladoras se sigue manteniendo, en los mismos valores desde hace años.*

*Esta tesis propone un proceso de desalación de agua de mar en el cual, la conversión sea superior al 60%, y el agua tratada tenga unos valores de salinidad total, conductividad y sales disueltas, inferiores a los máximos permitidos por las Normativas de calidad de agua para consumo humano Española y Europea, así como las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud.*

*El proceso se ha diseñado y simulado para un amplio rango de salinidades y temperaturas, de manera que sea válido para la mayoría de los mares del planeta.*

*Desde un punto de vista industrial, el proceso de ósmosis inversa es el "corazón" de una planta desaladora, y esta se compone además, de otros procesos como son la obra de toma, un pretratamiento previo al proceso de ósmosis, un postratamiento posterior a la ósmosis y una obra de evacuación del rechazo. Esta tesis se centra en el proceso de ósmosis inversa y no en el resto de procesos debido a que cualquiera de las tecnologías existentes es válida.*

*Aunque estos otros procesos no son parte de esta tesis, cabe decir que, el tamaño de la mayoría de ellos está íntimamente relacionado con el diseño del proceso de ósmosis inversa. Si se compara el proceso objeto de esta tesis trabajando a una conversión del 60% con un proceso típico diseñado con una conversión del 45%, la obra de toma, el pretratamiento y el sistema de evacuación de salmuera tendrían un tamaño un 25% inferior, con los consiguientes beneficios medioambientales y de inversión.*

*El proceso está basado en tres tipos de membranas de última generación trabajando en condiciones muy distintas, con una recirculación de permeado que permite reducir la presión osmótica del agua de mar a la entrada del proceso. Desde un punto de vista de consumo eléctrico, el proceso está diseñado con dos equipos de recuperación de energía independientes, con tecnologías también distintas.*

---

*Freshwater is a fundamental resource for ecosystems and human livelihoods, and for some places all over the world, a scarce resource. Only 3% of the water of the earth is freshwater water; the rest is saltwater. The groundwater storage stress, the climate changes and the population growth are some reasons which make seawater desalination a fundamental source of water in the future. Nowadays, between all the existing desalination technologies, reverse osmosis represents the main one, and the tendency is to increase it.*

*The salinity of the seas is in the range of 33.000 and 39.000 with some exceptions in specific areas, where it's possible to find higher or lower values. The recovery (or conversion) of a desalination process represent the percentage of freshwater that can be obtained from seawater, and most of the SWRO plants build in the last 25 years have a design recovery between 40% and 50%.*

*One of the main aims of the development and evolution of desalinization in the last decades has been the reduction of the specific energy consumption. In 1970 this value was higher than 20 Kwh/m<sup>3</sup> and nowadays, some installations have a value below 3 Kwh/m<sup>3</sup>. Other evolution has been the improvement of the salt rejection of membranes. In the other side, generally speaking, the conversion of SWRO plants is in the same range since years ago.*

*This Thesis proposes a seawater reverse osmosis process with a recovery rate higher than 60% and treated water characteristics like total salinity, conductivity and dissolved solids with values lower than the maximum allowed by European and Spanish standard of drinking water, besides the recommendations of the World Health Organization.*

*The process has been designed and simulated for a large range of salinities and temperatures, demonstrating that it is valid for the majority of the seas.*

*From the industrial point of view, the RO process is the "heart" of a desalination plant, but other processes are necessary like intake, pretreatment, posttreatment and reject facilities. This*

*This thesis is focused on the RO process and it doesn't include the rest of the processes because the same technologies of a conventional SWRO plant are valid with this process.*

*Although these additional processes are not part of this thesis, the size of them is totally linked with the design of the RO process. Making a comparison between two SWRO plants working at 60% and 45% recovery, the intake, pretreatment and reject system are 25% smaller with the process proposed in this thesis. That means environmental benefits and lower capex of these facilities also.*

*The process is based on three different types of the latest generation membranes working in different conditions, with a specific permeate recirculation which allows a reduction of the osmotic pressure at the inlet of the process. From an energy point of view, the system has been designed with two independent energy recovery devices with different technology.*

---

# INDICE

Agradecimientos	
Resumen/Abstract	
Lista de figuras	
Lista de tablas	
Lista de símbolos y abreviaturas	

## Capítulo 1 – introducción

1.1. ANTECEDENTES.....	23
1.2. OBJETIVOS.....	26
1.3. ESTRUCTURA DE LA TESIS .....	26

## Capítulo 2 - Fundamentos de la desalación de agua de mar

2.1. CARACTERISTICAS DEL AGUA DE MAR.....	31
2.1.1. Salinidad .....	31
2.1.2. Balance iónico del agua de mar .....	36
2.1.3. Boro .....	37
2.1.4. pH.....	38
2.1.5. Temperatura.....	40
2.2. TECNOLOGIAS DE DESALACION .....	46
2.2.1. Introducción .....	46
2.2.2. Desalación mediante compresión de vapor.....	47
2.2.3. Procedimiento térmico multi-efecto (MED) .....	48
2.2.4. Procedimiento térmico multi-etapa (MSF) .....	50
2.2.5. Desalación por congelación .....	51
2.2.6. Electrodialisis (ED).....	51
2.2.7. Osmosis Inversa .....	52
2.2.8. Otras tecnologías de desalación.....	53
2.3. OSMOSIS INVERSA.....	54
2.3.1. Concepto de ósmosis inversa .....	54
2.3.2. Definiciones.....	57
2.3.3. Membranas de osmosis inversa.....	59

2.4. SISTEMA DE OSMOSIS INVERSA .....	62
2.4.1. Agrupación de membranas .....	62
2.4.2. Esquema básico de un proceso de ósmosis inversa .....	63
2.4.3. Concepto de etapa y de paso .....	64
2.5. INFLUENCIA DE DISTINTOS FACTORES EN EL RECHAZO DE SALES .....	66
2.6. PROCESOS PRINCIPALES DE UNA PLANTA DESALADORA POR OSMOSIS INVERSA .....	68
2.6.1. Descripción de los principales procesos de una desaladora de agua de mar .....	68
2.6.2. Influencia de la conversión del proceso de osmosis inversa en el diseño del resto de procesos de una planta desaladora .....	72

## Capítulo 3 - Estado del arte de la desalación de agua de mar

RESUMEN .....	75
3.1. CAPACIDAD DE AGUA DESALADA .....	77
3.1.1 Capacidad histórica .....	77
3.1.2 Capacidad desde 1980 hasta la actualidad .....	78
3.2. TIPO DE AGUA BRUTA UTILIZADA .....	79
3.3. EVOLUCION DE LAS DIFERENTES TECNOLOGIAS DE DESALACION EN LOS ULTIMOS 30 AÑOS .....	80
3.4. EVOLUCIÓN DE LAS MEMBRANAS DE OI DE AGUA DE MAR .....	82
3.4.1. Evolución histórica de las membranas de agua de mar .....	82
3.4.2. Desarrollo de nuevos monómeros para formar la capa fina .....	85
3.4.3. Dimensiones de las membranas de agua de mar .....	86
3.4.4. Evolución en la superficie de las membranas .....	87
3.4.5. Evolución en el rechazo de sales .....	88
3.4.6. Evolución en el caudal de permeado de las membranas .....	88
3.4.7. Membranas de ultra-baja energía .....	89
3.4.8. Evolución en la presión de trabajo de las membranas .....	90
3.4.9. Evolución rechazo sales vs caudal de permeado .....	91
3.4.10. Membranas con nanocompuestos .....	92
3.4.11. Diseños híbridos .....	93
3.5. ANALISIS DE LA CONVERSION DEL PROCESO DE OSMOSIS EN LAS INSTALACIONES CONSTRUIDAS EN LOS ULTIMOS 30 AÑOS .....	94
3.5.1. Conversión de las desaladoras en España .....	95
3.5.2. Conversión de las desaladoras en el resto del mundo .....	96
3.5.3. CASOS PRÁCTICOS DE PROCESOS DE DESALACIÓN POR OI CON CONVERSIONES SUPERIORES AL 50% .....	97
3.5.3.1. Caso práctico: Desaladora de Sagunto .....	98
3.5.3.2. Caso práctico: Desaladora de Fukuoka (Japón) .....	98
3.5.3.3. Caso práctico: Desaladora de Maspalomas .....	99

3.6. EVOLUCION DE LOS SISTEMAS DE RECUPERACION DE ENERGIA ASOCIADOS A UN PROCESO DE OSMOSIS INVERSA.....	100
3.7. AVANCE EN REACTIVOS QUIMICOS .....	104
3.8. CALIDAD DE AGUA DESALADA.....	105
3.9. CASOS PRACTICOS: PROCESOS DE DESALACION POR OSMOSIS INVERSA UTILIZADOS EN INSTALACIONES EXISTENTES. ....	107
3.9.1. Desaladoras con un paso y una etapa.....	107
3.9.2. Desaladoras con un paso y dos etapas.....	109
3.9.3. Desaladoras con dos pasos.....	109
3.9.4. Desaladoras con tres pasos .....	112

## Capítulo 4 - Hipótesis y diseño del proceso

RESUMEN.....	115
4.1 ALCANCE DE LA TESIS Y RANGO DE VALIDEZ .....	116
4.2 DIAGRAMA DE FLUJO.....	119
4.3 ANALISIS DE CADA ELEMENTO DEL DIAGRAMA DE PROCESO .....	120
4.3.1 Membranas de ósmosis inversa .....	120
4.3.2 Tubos de presión .....	123
4.3.3 Flujos de funcionamiento y conversiones parciales.....	124
4.3.4 Agua tratada .....	126
4.3.5 Sistema de recirculación de permeado.....	127
4.3.6 Bombeo de alta presión .....	128
4.3.7 Bombeos elevadores de presión.....	128
4.3.8 Sistema de recuperación de energía principal .....	130
4.3.9 Sistema de recuperación de energía secundario .....	134
4.3.10 Tuberías de alta presión.....	135
4.3.11 Tuberías de baja presión .....	137
4.4 HIPOTESIS DE DISEÑO .....	138

## Capítulo 5 - Metodología de cálculo

RESUMEN.....	143
5.1 DATOS DE PARTIDA .....	144
5.2 DESCRIPCION DEL METODO DE CALCULO ITERATIVO.....	147
5.2.1 Iteración de nivel 1 .....	148
5.2.2 Iteración de nivel 2 .....	149
5.3 MODELO MATEMATICO DE SIMULACION DE MEMBRANAS.....	152
5.4 CALCULO DEL BALANCE MASICO EN EL SISTEMA PROPUESTO .....	154
5.4.1 Balance másico de entrada al proceso .....	154

5.4.2 Balance másico de salida de agua tratada.....	158
5.5 CALCULO DE LA CONVERSION TOTAL DEL PROCESO DE OI .....	159

## Capítulo 6 - Resultados y validación de la metodología aplicada

RESUMEN.....	161
6.1. SIMULACION A DISTINTAS SALINIDADES Y TEMPERATURAS .....	162
6.2. ANALISIS DE LOS SOLIDOS DISUELTOS TOTALES.....	163
6.3. ANALISIS DE CLORUROS .....	165
6.4. ANALISIS DEL SODIO .....	167
6.5. ANALISIS DEL BORO.....	169
6.6. ANALISIS DE LA CONVERSION EN EL SISTEMA .....	173
6.7. GRAFICAS DE PRESIONES EN EL SISTEMA .....	175
6.7.1. Presión de entrada a la etapa 1.....	176
6.7.2. Presión de entrada a la etapa 2.....	177
6.7.3. Presión aprovechada en el recuperador de energía secundario .....	179
6.8. ANALISIS: MODIFICACION DE LA HIPOTESIS DE PARTIDA.....	182
6.8.1. Calidad de agua tratada .....	183
6.8.2. Conversión total del sistema .....	184
6.8.3. Análisis de presiones .....	185
6.9. ANALISIS: CONVERSION EXTREMA PARA UNA SALINIDAD FIJA.....	186

## Capítulo 7 - Conclusiones y líneas de investigación futuras

7.1. CONCLUSIONES Y APORTACIONES DE ESTA TESIS .....	189
7.2. LINEAS DE INVESTIGACION FUTURAS .....	192

## Capítulo 8 - Bibliografía

BIBLIOGRAFIA.....	195
-------------------	-----

<b>ANEXO I</b> – VALIDACIÓN DEL PROGRAMA DE CALCULO.....	207
<b>ANEXO II</b> - CALCULOS .....	221
<b>ANEXO III</b> – CARACTERISTICAS DE LAS MEMBRANAS DE OSMOSIS INVERSA .....	309
<b>ANEXO IV</b> – CONVERSION DE PLANTAS DESALADORAS EXISTENTES .....	315

## LISTA DE FIGURAS

---

- Figura 1.1:** Evolución del consumo energético - desalación agua de mar (1970-2005)
- Figura 1.2:** Evolución de la conversión en desalación de agua de mar (1990-2015)
- Figura 2.1:** Salinidad de las diferentes regiones del planeta según G. Forchhammer
- Figura 2.2:** Salinidad superficial medida desde el espacio
- Figura 2.3:** Influencia de la salinidad en distintos parámetros
- Figura 2.4:** Disociación del Boro en función del pH
- Figura 2.5:** Influencia del pH en el rechazo de sales
- Figura 2.6:** Temperatura anual en la superficie del mar (°C)
- Figura 2.7:** Temperatura anual en la superficie – Mar Mediterráneo (°C)
- Figura 2.8:** Temperatura anual en la superficie – Mar del Norte (°C)
- Figura 2.9:** Temperatura anual en la superficie – Atlántico Central (°C)
- Figura 2.10:** Temperatura anual en la superficie – Atlántico Sur (°C)
- Figura 2.11:** Temperatura anual en la superficie – Mar de Arabia (°C)
- Figura 2.12:** Temperatura anual en la superficie – Océano Indico (°C)
- Figura 2.13:** Temperatura anual en la superficie – Australia (°C)
- Figura 2.14:** Temperatura anual en la superficie – Océano Pacífico (°C)
- Figura 2.15:** Temperatura anual en la superficie y a 25 m – Mar de Arabia (°C)
- Figura 2.16:** Temperaturas máx. y mín. en superficie en los distintos mares del planeta
- Figura 2.17:** Esquema general de un proceso de desalación
- Figura 2.18:** Esquema de un proceso de compresión de vapor
- Figura 2.19:** Esquema de un proceso MED
- Figura 2.20:** Esquema de un proceso MSF
- Figura 2.21:** Esquema de un proceso de Electrodiálisis
- Figura 2.22:** Proceso de difusión de dos soluciones con distinta concentración
- Figura 2.23:** Proceso de difusión a través de una membrana semipermeable
- Figura 2.24:** Proceso de Ósmosis Inversa
- Figura 2.25:** Relación de caudales en una membrana de ósmosis inversa
- Figura 2.26:** Agrupación de membranas en serie
- Figura 2.27:** Agrupación de membranas en paralelo
- Figura 2.28:** Esquema básico de un rack de ósmosis inversa de agua de mar
- Figura 2.29:** Proceso de ósmosis inversa en N etapas
- Figura 2.30:** Proceso de ósmosis inversa en 2 pasos.
- Figura 2.31:** Influencia de la temperatura en el rechazo de sales de una membrana
- Figura 2.32:** Influencia de la salinidad de entrada en el rechazo de sales
- Figura 2.33:** Influencia de la presión de entrada en el rechazo de sales

- Figura 2.34:** Influencia de la conversión en el rechazo de sales de una membrana
- Figura 2.35:** Diagrama de flujo de una desaladora de agua de mar por OI
- Figura 2.36:** Influencia de la conversión en el tamaño de procesos de una desaladora
- Figura 3.1:** Capacidad mundial de agua desalada puesta en marcha desde 1965
- Figura 3.2:** Capacidad de agua desalada instalada en el mundo (1980 – 2015)
- Figura 3.3:** Capacidad de agua desalada instalada en España (1970 – 2010)
- Figura 3.4:** Capacidad de agua desalada mundial por tipo de agua bruta (2015)
- Figura 3.5:** Capacidad de agua desalada instalada con procesos termales frente a procesos con membranas (1980 – 2013)
- Figura 3.6:** Capacidad de agua desalada instalada por tecnología (2015)
- Figura 3.7:** Porcentaje del mercado global de membranas (2009-2010)
- Figura 3.8:** Evolución histórica del rechazo de sales y caudal de permeado en membranas DOW Filmtec
- Figura 3.9:** Balance hidráulico – diseño convencional vs híbrido
- Figura 3.10:** Conversión de desaladoras de menos de 50.000 m<sup>3</sup>/d en España
- Figura 3.11:** Conversión de desaladoras de más de 50.000 m<sup>3</sup>/d en España
- Figura 3.12:** Conversión de desaladoras en el resto del mundo
- Figura 3.13:** Diagrama de flujo de la desaladora de Sagunto (Valencia)
- Figura 3.14:** Proceso de la desaladora de Fukuoka (Japón)
- Figura 3.15:** Diagrama de flujo. Sistema de conversión del rechazo en 2 etapas Toray
- Figura 3.16:** Recuperación de energía mediante turbina Pelton
- Figura 3.17:** Recuperación de energía mediante intercambiador de presión
- Figura 3.18:** Capacidad mundial instalada por tipo de uso del agua desalada
- Figura 3.19:** Proceso de desalación por OI con un paso y una etapa. Recuperación de energía mediante turbina Pelton
- Figura 3.20:** Proceso de desalación por OI con un paso y una etapa. Recuperación de energía mediante intercambiador de presión tipo ERI
- Figura 3.21:** Proceso de desalación por OI con un paso y dos etapas. Recuperación de energía mediante turbina Pelton
- Figura 3.22:** Proceso de desalación por OI con dos pasos. Recuperación de energía mediante turbina Pelton
- Figura 3.23:** Proceso de desalación por OI con dos pasos. Recuperación de energía mediante ERI
- Figura 3.24:** Proceso de desalación por OI con dos pasos. Recuperación de energía mediante Dweer.
- Figura 3.25:** Proceso de desalación por OI con tres pasos.
- Figura 3.26:** Proceso de desalación por OI denominado “en cascada”.
- Figura 4.1:** Alcance de la investigación función de la T<sup>a</sup> y salinidad del agua de mar
- Figura 4.2:** Diagrama de flujo del proceso
- Figura 4.3:** Distribución de membranas en los tubos de presión
- Figura 4.4:** Conversiones parciales y conversión total acumulada del proceso

- Figura 4.5:** Esquema del agua tratada del proceso
- Figura 4.6:** Esquema de recirculación del permeado de la tercera etapa
- Figura 4.7:** Recuperador de energía principal – entradas y salidas
- Figura 4.8:** Recuperador de energía principal integrado en el proceso
- Figura 4.9:** Recuperador de energía Dweer – porcentaje de mezcla en función del porcentaje de barrido.
- Figura 4.10:** Recuperador de energía secundario – Entrada y salida
- Figura 4.11:** Tuberías de alta presión
- Figura 4.12:** Tuberías de baja presión
- Figura 5.1:** Diagrama de caudales del proceso
- Figura 5.2:** Iteración de Nivel 1
- Figura 5.3:** Balance de salinidad de entrada a membranas
- Figura 5.4:** Iteración de Nivel 2
- Figura 5.5:** Distribución de resultados del programa de simulación de membranas
- Figura 5.6:** Balance másico de salinidad de entrada a membranas
- Figura 5.7:** Balance másico de la mezcla 1
- Figura 5.8:** Balance másico de la mezcla 2
- Figura 5.9:** Balance másico para obtener el agua tratada - SDT
- Figura 5.10:** Cálculo de la conversión total del proceso
- Figura 6.1:** Calidad de permeado – Sólidos disueltos totales.
- Figura 6.2:** Calidad de permeado – Cloruros
- Figura 6.3:** Calidad de permeado – Sodio
- Figura 6.4:** Calidad de permeado – Boro
- Figura 6.5:** Calidad de permeado – Boro (ajustada)
- Figura 6.6:** Conversión del sistema para distintas salinidades y temperaturas
- Figura 6.7:** Localización de puntos de análisis de presión
- Figura 6.8:** Presiones de alimentación a la etapa 1 del proceso
- Figura 6.9:** Presiones de alimentación a la etapa 2 del proceso
- Figura 6.10:** Nomenclatura de presiones – zona recuperadores de energía
- Figura 6.11:** Presión aprovechada en el recuperador de energía secundario



## LISTA DE TABLAS

---

<b>Tabla 2.1:</b>	Salinidad de las diferentes regiones del planeta según G. Forchhammer
<b>Tabla 2.2:</b>	Proporción de los principales iones del agua de mar según W. Dittmar y Lyman&Fleming
<b>Tabla 2.3:</b>	Dosis de reactivos habituales en una desaladora por ósmosis inversa
<b>Tabla 2.4:</b>	Influencia de la conversión en el tamaño de los procesos de una desaladora
<b>Tabla 3.1:</b>	Principales fabricantes de membranas de OI de agua de mar (2.015)
<b>Tabla 3.2:</b>	Lista de monómeros en membranas compuestas de capa fina (2015)
<b>Tabla 3.3:</b>	Máximo rechazo de sales según fabricantes de membranas (2015)
<b>Tabla 3.4:</b>	Máximo caudal de permeado según fabricantes de membranas (2015)
<b>Tabla 4.1:</b>	Descripción de los elementos del diagrama de flujos
<b>Tabla 4.2:</b>	Tipos de membrana en cada etapa
<b>Tabla 4.3:</b>	Número de tubos de presión y membranas del prototipo
<b>Tabla 4.4:</b>	Composición de los aceros inoxidable utilizados en desalación
<b>Tabla 5.1:</b>	Matriz de casos de estudio
<b>Tabla 5.2:</b>	Balance iónico a diferentes salinidades
<b>Tabla 5.3:</b>	Parámetros de salida – Calidad de agua tratada
<b>Tabla 6.1:</b>	Calidad de permeado – Sólidos disueltos totales
<b>Tabla 6.2:</b>	Calidad de permeado – Cloruros
<b>Tabla 6.3:</b>	Calidad de permeado – Sodio
<b>Tabla 6.4:</b>	Calidad de permeado – Boro
<b>Tabla 6.5:</b>	Calidad de permeado – Boro (ajustada)
<b>Tabla 6.6:</b>	Conversión del sistema para distintas salinidades y temperaturas
<b>Tabla 6.7:</b>	Presiones de alimentación a la etapa 1 del proceso
<b>Tabla 6.8:</b>	Presiones de alimentación a la etapa 2 del proceso
<b>Tabla 6.9:</b>	Presión aprovechada en el recuperador de energía secundario
<b>Tabla 6.10:</b>	Calidad de agua tratada modificando la hipótesis de partida
<b>Tabla 6.11:</b>	Conversión del proceso modificando la hipótesis de partida
<b>Tabla 6.12:</b>	Presiones en el proceso modificando la hipótesis de partida
<b>Tabla 6.13:</b>	Conversión extrema para SDT=37 g/l
<b>Tabla 6.14:</b>	Calidad del permeado con conversión extrema para SDT=37 g/l
<b>Tabla 6.15:</b>	Presiones del proceso con conversión extrema para SDT=37 g/l



# LISTA DE SIMBOLOS Y ABREVIATURAS

---

<b>AEDyR</b>	Asociación Española de Desalación y Reutilización
<b>B</b>	Boro
<b>C</b>	Carbono
<b>C<sub>i</sub></b>	Concentración (peso/volumen) de un componente "i"
<b>Cl<sup>-</sup></b>	Cloruros
<b>Cr</b>	Cromo
<b>Cu</b>	Cobre
<b>Dweer</b>	Recuperador de energía – cámaras isobáricas
<b>ED</b>	Electrodiálisis
<b>EDR</b>	Electrodiálisis reversible
<b>ETAP</b>	Estación de tratamiento de aguas potables
<b>ft<sup>2</sup></b>	Pies cuadrados. Media de superficie anglosajona equivalente a 0,093 m <sup>2</sup>
<b>g</b>	aceleración de la gravedad (m/s <sup>2</sup> )
<b>gpd</b>	Galones por día. Media de caudal anglosajona equivalente a 0,2271 m <sup>3</sup> /h
<b>ICES</b>	International Council for the Exploration of the Sea
<b>IDA</b>	International Desalination Association
<b>IDAM</b>	Instalación Desaladora de Agua de Mar
<b>KCl</b>	Cloruro potásico
<b>Kwh</b>	Medida de energía (Kilovatios-hora)
<b>N</b>	Nitrógeno
<b>Na</b>	Sodio
<b>NaOH</b>	Hidróxido sódico comúnmente conocido como "sosa cáustica"
<b>Ni</b>	Níquel
<b>Lmh</b>	Unidad de flujo a través de una membrana (litros/metro <sup>2</sup> /hora)
<b>M</b>	Molaridad de una solución (mol/l)
<b>MED</b>	Siglas anglosajonas del proceso térmico de desalación Multi-Efecto
<b>Mo</b>	Molibdeno
<b>MSF</b>	Siglas anglosajonas del proceso térmico de desalación Multi-Etapa
<b>OMS</b>	Organización Mundial de la Salud
<b>OI</b>	Ósmosis inversa
<b>Q</b>	Caudal
<b>PM<sub>i</sub></b>	Peso molecular de un componente "i"
<b>PREN</b>	Pitting Resistance Equivalent Number, número equivalente de resistencia a las picaduras
<b>P<sub>s</sub></b>	Paso de sales de una membrana de ósmosis inversa
<b>PSU</b>	Practical Salinity Unit – Unidad Práctica de Salinidad
<b>PE</b>	Polietileno
<b>PP</b>	Polipropileno
<b>ppm</b>	Partes por millón; medida de concentración equivalente a mg/l
<b>PRFV</b>	Poliéster reforzado con fibra de vidrio

<b>PVC</b>	Policloruro de vinilo
<b>PX-ERI</b>	Recuperador de energía – intercambiador de presión
<b>R</b>	Constante universal de los gases ideales ( $0,082 \text{ atm}\cdot\text{l}\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$ )
<b>ROSA</b>	Programa de simulación de membranas de la empresa DOW-Filmtec
<b>R<sub>s</sub></b>	Rechazo de sales de una membrana de ósmosis inversa
<b>SDI</b>	Siglas anglosajonas de índice de ensuciamiento ( <i>"Salt Density index"</i> )
<b>SDT</b>	Sólidos disueltos totales
<b>SO<sub>4</sub><sup>2-</sup></b>	Sulfatos
<b>T<sup>a</sup></b>	Temperatura
<b>TFC</b>	Siglas anglosajonas de: membrana compuesta de capa fina ( <i>"Thin Film Composite"</i> )
<b>TFN</b>	Siglas anglosajonas de: membrana compuesta de capa fina con nanocompuestos ( <i>"Thin Film Nanocomposite"</i> )
<b>UPS</b>	Unidad Práctica de Salinidad
<b>WHO</b>	World Health Organization – Organización Mundial de la Salud
<b>Y</b>	Conversión del proceso de ósmosis inversa
<b>Π</b>	Presión osmótica
<b>ρ</b>	Densidad del agua ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ )
<b>η</b>	Rendimiento de un equipo hidráulico (%)
<b>Φ</b>	Coefficiente osmótico (en agua de mar 0,902)

# CAPÍTULO 1

## INTRODUCCIÓN

---

### 1.1. ANTECEDENTES

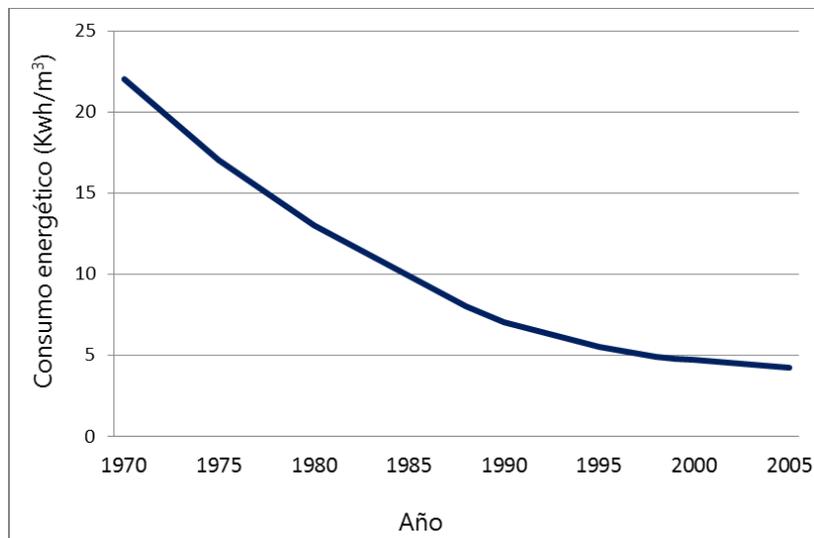
La desalación de agua de mar para transformar agua salada en agua dulce ha tendido una evolución enorme en los últimos 50 años, de manera que la tecnología predominante en cada época ha ido variando hasta llegar a nuestros días, en los cuales la desalación mediante membranas de ósmosis inversa es, claramente, la principal técnica utilizada.

Las previsiones a futuro indican que la desalación de agua de mar seguirá creciendo, más aún cuando estudios como los publicados durante este año por la Universidad de California, Irvine (UCI) y la NASA, basados en medidas por satélite y en datos de acuíferos estudiados entre 2003 y 2013, indican que un tercio de las aguas subterráneas de la Tierra se están agotando rápidamente por el consumo humano. El cambio climático y el crecimiento de la población, previsiblemente, reducirán más aún estas reservas [1][2].

A la hora de obtener agua dulce para consumo humano, agricultura, o fines industriales, si se compara la desalación de agua de mar con procesos convencionales de tratamiento de agua superficial o subterránea no salada, una de las principales diferencias está en el consumo energético específico, es decir, los Kwh necesarios por cada metro cúbico de agua tratada. En este sentido, y con la calidad que exige la Normativa actual, el consumo energético de una desaladora es muy superior al consumo de una Estación de Tratamiento de Aguas Potables (ETAP) convencional. El consumo de estas últimas depende de diferentes factores como la línea de tratamiento utilizada, la localización de las mismas con la consiguiente necesidad o no de bombeos, y del tamaño de la

instalación, pero de modo general se puede decir que el consumo energético de las ETAPs convencionales está entre 0,1 y 1Kwh/m<sup>3</sup> [3][4].

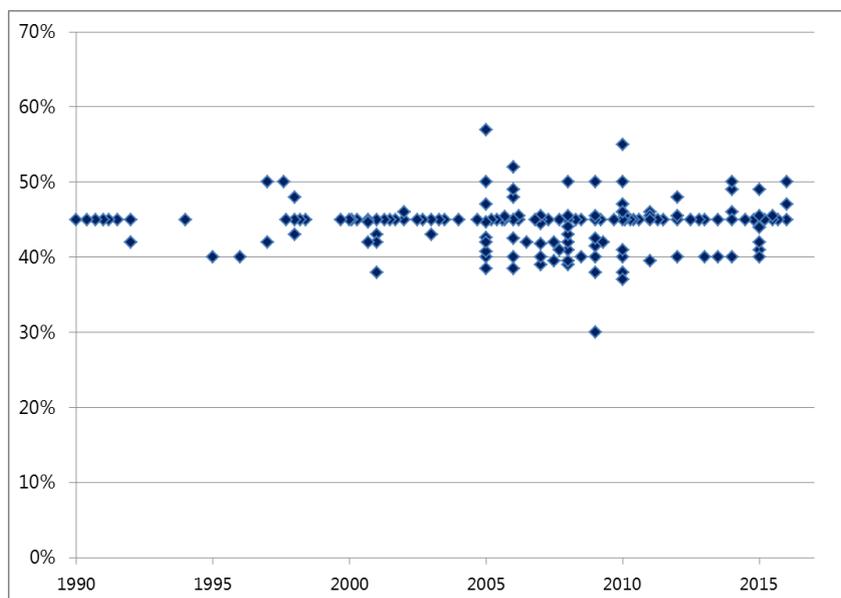
El consumo energético representa el mayor coste de operación de una desaladora, con un valor alrededor del 70% del total de los costes variables de explotación [5], y dado que este consumo es elevado en comparación con las ETAPs convencionales, los esfuerzos investigadores se han centrado durante las últimas décadas en la reducción del mismo. En principio, fue el paso de las tecnologías térmicas hacia la ósmosis inversa y posteriormente, hasta nuestros días, la optimización del consumo de la OI. La evolución ha sido espectacular pasando de valores entre 20 y 25 kwh/m<sup>3</sup> en 1970 a valores entre 4 y 5 kwh/m<sup>3</sup> en 2005, como muestra la siguiente figura [6] [7] [3]



**Figura 1.1:** Evolución del consumo energético en desalación de agua de mar (1970-2005)

Desde 2005, el consumo energético ha seguido reduciéndose hasta valores por debajo de 3 kwh/m<sup>3</sup>. Hoy en día, a la hora de analizar este valor no es sencillo hacer comparaciones debido a que depende de muchos factores, como son, la calidad del agua del mar, la salinidad, la temperatura, la edad de las membranas de ósmosis inversa, la calidad del agua tratada o la existencia de bombes importantes exteriores a la desaladora; por esta razón, es normal encontrar estudios en los cuales en vez de indicar un consumo energético se habla de un rango de valores. Datos publicados en 2012 sobre 7 de las mayores desaladoras en España, muestran consumos entre 3,52 y 4,30 Kwh/m<sup>3</sup> [8], artículos posteriores a nivel mundial indican valores entre 4 y 6 Kwh/m<sup>3</sup> para una planta de tamaño medio [9], valores entre 3 y 4 Kwh/m<sup>3</sup> [10] hasta valores de 2,5 Kwh/m<sup>3</sup> [3].

La conversión de un proceso de desalación es una medida del aprovechamiento del agua de mar para obtener agua dulce, es decir, una conversión del 45% quiere decir que por cada 100 litros de agua de mar que se tratan, se obtienen 45 litros de agua dulce y el resto, 55 litros, son el denominado rechazo que no se utiliza. Si se analiza la conversión de las desaladoras existentes en el mundo, antes de 1980 se obtienen valores entre 30% y 40% y posteriormente a esa fecha, los valores se han mantenido en la mayoría de las instalaciones entre el 40% y el 50%, sin apreciarse ninguna evolución en esa tendencia con el paso de los años, como se muestra en la siguiente figura obtenida con los datos incluidos en el Anexo IV de esta tesis.



**Figura 1.2:** Evolución de la conversión en desalación de agua de mar (1990-2015)

Dentro de los procesos de desalación por ósmosis inversa es importante distinguir entre agua salobre y agua de mar. El primer tipo hace referencia a aguas de salinidad baja, con valores inferiores a 15.000 mg/l, con las cuales es habitual encontrar procesos con conversiones muy elevadas. Esta Tesis está basada en un proceso con agua de mar, la cual tiene valores de salinidad muy superiores, que varían de una zona a otra del planeta, pero con un valor medio de 35.000 mg/l.

## 1.2. OBJETIVOS

A la vista de las dos gráficas mostradas en el punto anterior, se observa como el consumo energético de las desaladoras ha tenido una evolución muy grande a lo largo de las últimas décadas, en cambio, la conversión del proceso de ósmosis inversa se ha mantenido y se sigue manteniendo constante en un rango entre el 40% y el 50%. Este análisis ha sido la principal motivación para desarrollar una investigación que ha concluido con esta Tesis Doctoral.

El objetivo de la Tesis es definir un proceso de desalación de agua de mar mediante la tecnología de ósmosis inversa con una conversión superior al 60%, que sea válido, no solo para determinados casos muy concretos, sino para la mayoría de los mares del planeta; es decir, un proceso con un rango de validez muy amplio en lo que se refiere a salinidades y temperaturas del agua de mar.

Los condicionantes del proceso son los siguientes:

- Deber ser válido para salinidades de agua de mar entre 30.000 y 40.000 mg/l y temperaturas entre 10° y 30°C
- Debe de trabajar con membranas estándar en lo que se refiere a tamaño y presión máxima de trabajo, sin sobrepasar dicho valor de presión máxima admitida por las mismas.
- La calidad del agua a la salida del proceso debe tener unos valores inferiores a los máximos permitidos por las normativas de agua para consumo humano Nacional y Europea, así como las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud.

## 1.3. ESTRUCTURA DE LA TESIS

La presente tesis se estructura de la siguiente manera:

El capítulo 2 – *“Fundamentos de la desalación de agua de mar”* está dividido en dos partes fundamentales; en la primera parte, se describen los principales parámetros de partida utilizados a la hora de diseñar un proceso de desalación y que sirven como base para justificar el alcance de esta tesis. El proceso propuesto pretende tener una validez muy amplia siendo de utilidad en la mayor parte de los mares del planeta. La segunda parte, describe los distintos sistemas de desalación de agua de mar con especial atención a la desalación

mediante ósmosis inversa. Así mismo, muestra cómo se integra un proceso de ósmosis inversa en el conjunto de procesos que componen una planta desaladora.

El capítulo **3** –“*Estado del arte de la desalación de agua de mar*” nos acerca al lugar que ocupa en la actualidad la desalación mediante ósmosis inversa frente al resto de tecnologías disponibles. Se muestra la evolución durante el último siglo, centrándose principalmente en los últimos 30 años hasta llegar al día de hoy. Se describe, así mismo, la evolución de los principales elementos de un proceso de desalación como son las membranas de OI y los equipos recuperadores de energía; y se analiza la evolución de la calidad de agua requerida a la salida de un proceso como este. Uno de puntos principales de este capítulo trata de la conversión utilizada en las instalaciones en operación así como las que están en fase de construcción. Se ha realizado una importante investigación bibliográfica para obtener las conversiones de diseño de instalaciones tanto a nivel nacional como internacional, buscando adicionalmente desaladoras que superen el 50% de conversión. El **Anexo IV** incluye un listado de desaladoras en todo el mundo con su conversión de diseño. La última parte de este capítulo, muestra los diagramas de flujo de los distintos procesos de desalación de agua de mar por OI y referencias de instalaciones con dichos procesos, de manera que permita realizar una comparación con el proceso propuesto en esta tesis.

El capítulo **4** – “*Hipótesis y diseño del proceso*” es el corazón de esta tesis. Describe los datos de partida y el rango de validez del estudio: muestra el diagrama de flujo con los elementos principales y describe el proceso propuesto. Dicho proceso, es el resultado de una metodología de cálculo iterativa, mostrada en el capítulo 5, hasta lograr la obtención de unos resultados adecuados. Este capítulo fija las hipótesis con las que se han realizado los cálculos, incluyendo una modificación de dichas hipótesis para ver cómo se comporta el proceso cuando se modifican las mismas. El diseño está basado en una determinada combinación de tres tipos de membranas diferentes que son la base del proceso de esta tesis y con las cuales se logran los resultados esperados; el **Anexo III** contiene las especificaciones técnicas de estas membranas.

El capítulo **5** – “*Metodología de cálculo*” muestra, por un lado, el procedimiento seguido a la hora de realizar los cálculos, y por otro, los programas utilizados. Tanto la metodología de cálculo iterativo, como el cálculo del balance másico del sistema propuesto se han desarrollado específicamente para esta tesis. En

cuanto al programa de simulación de membranas de ósmosis inversa, se ha trabajado con uno de los programas más utilizados a nivel mundial, desarrollado por uno de los fabricantes de membranas más reputados y con mayor número de referencias en todo el mundo y que es reconocido por la mayoría de los expertos mundiales en desalación. En el **Anexo I**, se ha realizado una validación del programa de cálculo comprobando, en desaladoras existentes, la similitud de resultados entre los valores teóricos obtenidos por el programa y los resultados de análisis de laboratorio.

El capítulo **6** – *“Resultados y validación de la metodología aplicada”* muestra el comportamiento del proceso propuesto aplicado a los distintos mares del planeta, o lo que es lo mismo, los resultados obtenidos en distintas condiciones de salinidad y temperatura del agua de mar. El **Anexo II** de esta tesis incluye la totalidad de los cálculos para todas las condiciones de partida. Además de comprobar que el proceso se comporta de manera estable y con resultados óptimos, uno de los objetivos a la hora de realizar los cálculos ha sido la búsqueda de los límites del proceso mediante el análisis de la mayor o menor holgura que existe en cada uno de los parámetros estudiados; estos puntos límite permiten detectar las zonas del proceso en las cuales futuras investigaciones podrían ampliar el rango de validez del mismo.

El capítulo **7** – *“Conclusiones y líneas de investigación futuras”* resume las aportaciones de esta tesis, así como, las ventajas que tiene el proceso descrito. El proceso deja abiertas futuras investigaciones que pueden permitir optimizar el proceso propuesto así como desarrollar subprocesos complementarios.

El capítulo **8** – *“Bibliografía”* incluye tanto los libros en los cuales se ha basado esta tesis como artículos técnicos de reconocido prestigio. Incluye además páginas web con datos publicados por empresas o asociaciones de desalación.

Por último, para completar esta tesis, al principio de la misma se incluye una lista de figuras, una lista de tablas y una lista de símbolos y abreviaturas que forman parte de la misma. La mayor parte de estas figuras, gráficos y tablas se han desarrollado específicamente durante el desarrollo de la investigación; en los casos que no ha sido así, se incluye la referencia bibliográfica de la misma.

# CAPÍTULO 2

## FUNDAMENTOS DE LA DESALACION DE AGUA DE MAR

### RESUMEN

---

*En este capítulo, se presentan los fundamentos de la desalación de agua de mar mediante un recorrido a través del tiempo y del espacio.*

*En la primera parte se analizan las características del agua de mar, las cuales representan el punto de partida para realizar el diseño del proceso. Se presta especial atención al concepto de salinidad y la composición iónica del mar, desde las primeras investigaciones en el Siglo XVII hasta la actualidad.*

*En este apartado se ha realizado un recorrido a través de los mares y océanos del planeta, de manera que se muestren los valores medios, máximos y mínimos tanto de salinidad como de temperatura. El objeto de esta tesis consiste en proponer un proceso que sea válido en la gran mayoría de dichos mares y por tanto los cálculos se realizarán para los mismos.*

*La segunda parte del capítulo describe brevemente los distintos procesos que existen hasta la fecha para desalar agua de mar.*

*La tercera parte se centra en los fundamentos del proceso de ósmosis inversa. Describe en qué consiste, la nomenclatura utilizada y los factores de los cuales depende. Se incluyen conceptos como*

*“paso” o “etapa” los cuales serán utilizados durante el desarrollo de la investigación. Esta tercera parte finaliza con un enfoque industrial de manera que se vea cómo influye el proceso de ósmosis inversa y más concretamente la conversión de dicho proceso, con otros procesos complementarios que en conjunto forman una planta desaladora.*

---

## 2.1. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA DE MAR

---

*Desde el punto de vista de diseño de un sistema de desalación de agua de mar, los dos factores más importantes a tener en cuenta son la salinidad y la temperatura del agua a tratar.*

*Ambos parámetros son muy variables, y dependen a su vez de otras características como las precipitaciones o la evaporación de la zona.*

*En este capítulo, se analizan ambos factores para los principales mares del mundo, de manera que permita fijar los datos de partida, de manera que los resultados de esta tesis permitan demostrar la idoneidad del proceso no solo para casos aislados sino para la mayor parte de los mares planeta.*

---

### 2.1.1. Salinidad

La salinidad es una medida de la cantidad de sólidos disueltos totales (SDT) en el agua de mar. Es un valor fundamental para poder diseñar un proceso de desalación de agua de mar y su valor varía considerablemente de unas regiones del planeta a otras.

El concepto de salinidad ha ido evolucionando desde el siglo XVII hasta la actualidad, según ha ido avanzando el conocimiento de los océanos y los aparatos de medida. Uno de los primeros en medir y compilar datos sobre la composición y variación de la salinidad en la superficie del agua de mar fue Robert Boyle, a través de su tratado "*Observations and Experiments about the Saltness of the Sea*" (1674), realizando dichas mediciones mediante evaporación.

Aproximadamente un siglo después, Antoine Lavoisier presentó a la Academia de Ciencias francesas sus estudios y proclamó públicamente la composición del agua (1784). [11] [12]

Entre 1.818 y 1.822, Alexander Marcet observó que los océanos mantenían unas proporciones constantes en la composición de los principales iones y que lo que variaba de una región a otra era la cantidad absoluta de sales. Hoy en día, a este principio de proporcionalidad se le conoce como Principio de las proporciones constantes o Principio de Marcet, y permite estimar la concentración de

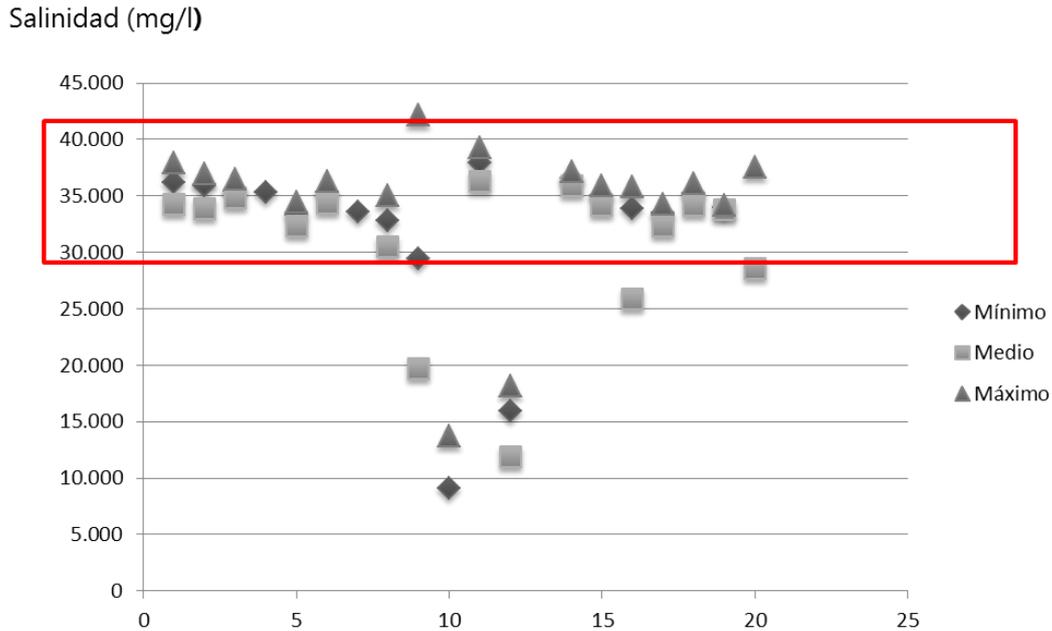
cualquiera de los elementos principales de la composición del agua de mar conocido uno de ellos o conocida la salinidad.

Georg Forchhammer introdujo el término de Salinidad e identificó 27 elementos en el Agua de Mar. Confirmó el principio de Marcet para las sales más abundantes (Cloruros, sodio, calcio, potasio, magnesio y sulfatos) y en 1865 publicó los resultados de su investigación en los que dividía el planeta en diferentes regiones y mostraba la salinidad de cada una de ellas. [13]

Salinity of the surface of the different parts of the ocean On the composition of Sea-water in the different parts of the ocean - Georg Forchhammer					
Región	Oceano/mar	Situación	Salinidad (mg/l)		
			Media	Mínima	Máxima
1ª Región	Oceano Atlántico	Entre el ecuador y latitud 30° Norte	36.169	34.283	37.908
2ª Región	Oceano Atlántico	Entre latitud 30°N y la línea que va entre el punto norte de Escocia y el punto norte de la Isla de Terranova	35.946	33.854	36.927
3ª Región	Atlántico Norte	Entre la 2ª region y la línea que une Islandia con Labrador	35.391	34.831	36.480
4ª Región	Groenlandia	Mar de Groenlandia	35.278		
5ª Región A	Bahía de Baffin	Norte de Canada	33.281	32.304	34.414
5ª Región B	Mar de Noruega y Barents	Mar de Noruega y mar de Barents	35.327	34.396	36.254
5ª Región C	Oceano Artico	Oceano Artico	33.623		
6ª Región	Mar del Norte	Entre Noruega, Dinamarca y el Reino Unido	32.823	30.530	35.041
7ª Región	El kattegat	Entre el mar Báltico y el mar del Norte	29.441	19.716	42.163
8ª Región	Mar Báltico	Mar Báltico	9.048		13.728
9ª Región	Mar Mediterraneo		37.936	36.301	39.257
10ª Región A	Mar Negro	Mar Negro	15.894	11.880	18.146
10ª Región B	Mar Caspio	Los datos de Forchhammer no son muy buenos			
11ª Región	Oceano Atlántico	Entre el ecuador y latitud 30° Sur	36.553	35.930	37.155
12ª Región	Oceano Atlántico	Entre la región 11 y la línea que une el cabo de Hornos y el cabo de Buenaesperanza	35.038	34.151	35.907
13ª Región	Oceano Indico	Entre Africa y Malasia	33.868	25.879	35.802
14ª Región	Oceano Pacífico Norte	Entre Filipinas, costa sureste de Asia y las islas Aleutinas	33.506	32.370	34.234
15ª Región	Oceano Pacífico Central	Entre las islas Aleutianas y las Islas de la sociedad	35.219	34.157	36.061
16ª Región	Oceano Pacífico Sur	Corriente de la Patagonia	33.966	33.788	34.152
17ª Región	Mar del Polo Sur			28.565	37.513

**Tabla 2.1:** Salinidad de las diferentes regiones del planeta según G. Forchhammer

La figura 2.1 muestra de manera gráfica como en el rango entre 30.000 y 40.000 mg/l se encuentra la mayor parte de las salinidades de agua de mar del planeta. Esta conclusión es válida en la actualidad, aunque son conocidas regiones concretas con valores superiores a los citados, como son el mar Muerto o el Golfo Pérsico,



**Figura 2.1:** Salinidad de las diferentes regiones del planeta según G. Forchhammer

En 1.883, Sir John Murray comprueba que se pueden obtener análisis muy precisos a partir de unos pocos iones aplicando proporciones constantes. Llevó a cabo por primera vez la medida de salinidad a partir de cloruros, basado en G. Forchhammer.

En 1.884, William Dittmar estableció la teoría de la composición constante en el agua de mar, a partir de análisis recogidos en todos los mares del mundo. Estableció un porcentaje constante para los principales iones del agua de mar [14].

Martin Knudsen, a principios del siglo XX, encontró que existía una relación lineal entre la salinidad y la clorinicidad, siendo esta última la masa en gramos de cloruros contenidos en agua de mar sumada a la masa de bromuros convertida a cloruros equivalentes [15]. En consecuencia, conocido el contenido de cloruros y bromuros del agua de mar, se puede obtener el valor de la salinidad de agua de mar. Este fue el método utilizado durante algo más de la primera mitad del siglo XX para medir la salinidad de los océanos. La relación es la siguiente:

$$\text{Salinidad} = 0,03 + 1,8050 \times Cl \quad (\text{g/l}) \quad (2.1)$$

Con la aparición y utilización de aparatos electrónicos a partir de 1961, se consiguió, por un lado afinar la relación entre clorinicidad y salinidad, y por otro lado, iniciar la medida de salinidad en base a la conductividad eléctrica.

La conductividad eléctrica es la medida de la capacidad que tiene un material para conducir la corriente eléctrica, y en el caso del agua de mar depende del número de iones disueltos por unidad de superficie, de la temperatura y la presión. Se mide en S/m en el sistema internacional, aunque es habitual en agua de mar utilizar  $\mu\text{S}/\text{cm}$

En 1966, se publican las *Tablas Oceanográficas Internacionales (Volumen I)*, preparadas conjuntamente por la UNESCO y el Instituto Nacional de Oceanografía (Wormly, UK), las cuales tras ser supervisadas por el SCOR (Scientific Commission for Oceanic Research) y el IAPSO (International Association for the Physical Sciences of the Ocean) las recomendaron para el uso de todos los oceanógrafos. [16]. La relación de salinidad según dichas tablas es la siguiente:

$$\text{Salinidad} = 1,80655 \times Cl \quad (\text{g/l}) \quad (2.2)$$

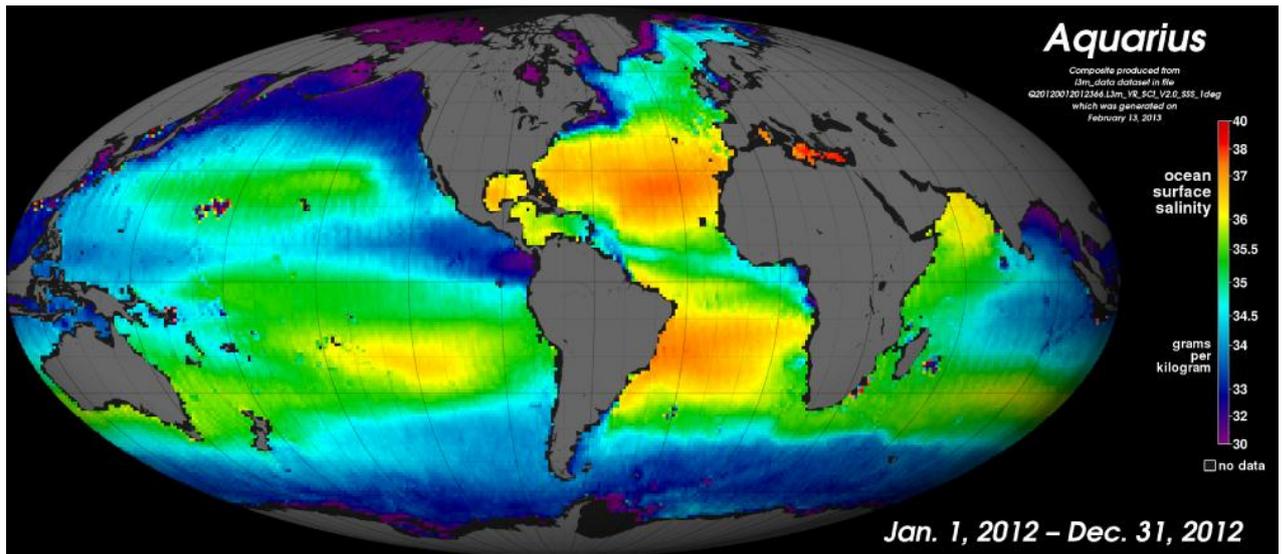
Si se comparan los resultados en la medida de la salinidad a partir del valor de clorinicidad con los resultados a partir de la medida de conductividad a 15°C, los resultados son similares aunque se observan pequeñas diferencias. Por esta razón, en 1978, un comité de expertos compuesto por la UNESCO, SCOR, IAPSO e ICES propuso una nueva definición de la salinidad y recomendó el uso de la Escala Práctica de Salinidad (UPS – Unidades prácticas de Salinidad), en siglas anglosajonas PSU. Esta escala define la salinidad en términos del cociente entre dos conductividades, la de una muestra de agua de mar con respecto a una solución de cloruro potásico (KCl) en unas condiciones estándar de 15°C y 1 atmósfera de presión. Con lo cual es una medida adimensional. Una salinidad práctica de 35 psu equivale a una salinidad de 35 g/. [17]

Para realizar los cálculos de un proceso de desalación por ósmosis inversa, las diferencias que existen entre medidas basadas en clorinicidad, conductividad o unidades prácticas de salinidad son insignificantes.

En los últimos años, la salinidad del agua de mar ha comenzado a ser estudiada y monitoreada desde el espacio, como es el caso del instrumento "Aquarius" de la NASA (Agencia Americana del Espacio y la Aeronáutica), equipado con potentes aparatos de medida como un conjunto de tres radiómetros sensibles a la salinidad (1,413 GHz; banda L), un dispersómetro que corrige la variación de

oleaje, un radiómetro de microondas y una cámara infrarroja de nueva tecnología. [18]

Como puede observarse en la figura 2.2, la salinidad de la mayor parte de los mares y océanos del planeta se encuentra entre los 30.000 y 40.000 mg/l de salinidad, cifras que coinciden con los datos publicados por G. Forchhammer hace 150 años.

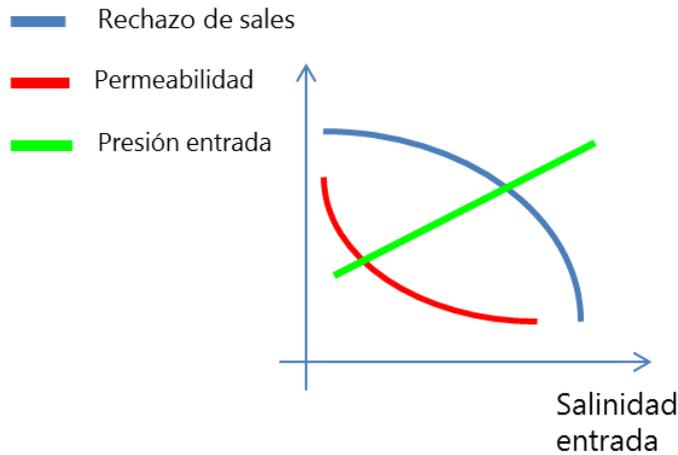


**Figura 2.2:** Salinidad superficial medida desde el espacio [<http://aquarius.nasa.gov>]

La salinidad del agua de entrada a un proceso de ósmosis inversa tiene una relación directa con los principales parámetros utilizados en el diseño de una desaladora de agua de mar. Estos parámetros son los siguientes:

- Permeabilidad, es decir el caudal de agua tratada por unidad de superficie de membrana (normalmente expresado en  $l/m^2/h$ )
- Rechazo de sales, es decir la capacidad de la membrana para retener sales y por tanto obtener agua con menor cantidad de sólidos totales disueltos (normalmente expresado en %)
- Presión de entrada a las membranas

Al aumentar la salinidad del agua bruta, la permeabilidad de las membranas de ósmosis disminuye. Lo mismo ocurre con el rechazo de sales que disminuye su porcentaje al aumentar la concentración a la entrada. Con respecto a la presión de alimentación a las membranas, esta aumenta a medida que aumenta la salinidad de entrada.



**Figura 2.3:** Influencia de la salinidad en distintos parámetros [19]

### 2.1.2. Balance iónico del agua de mar

La salinidad es una propiedad química que resulta de la combinación de diferentes sales que se encuentran disueltas en el agua de mar, siendo las principales cloruros, carbonatos y sulfatos. La formación de dichas sales se realiza a partir de iones, que en el caso de estar cargados positivamente se denominan cationes y si la carga es negativa se denominan aniones.

Los iones más abundantes en el agua de mar son el Cloro, Sodio, Calcio, Potasio, Magnesio y Sulfato, y tal y como se ha visto en el capítulo anterior, se encuentran en proporciones constantes. Por esta razón, a estos iones se les denomina *conservativos*.

Al resto de compuestos y elementos presentes en el mar se les denomina *no conservativos* debido a que sus concentraciones están alteradas por procesos químicos, físicos y biológicos que hacen que sus concentraciones no sean constantes.

Aunque la mayor parte de las sustancias son no conservativas, estas representan una fracción muy pequeña con respecto al total de sales del agua de mar.

W. Dittmar definió en 1.884 los porcentajes de los principales iones del agua de mar. En los años posteriores, la modificación de algunos pesos atómicos afectó a dichas proporciones por lo que en 1.940 Lyman y Fleming realizaron dichas

correcciones [14], con lo cual, la tabla de porcentajes de los principales iones del agua de mar quedaría tal y como muestra la siguiente tabla:

		W. Dittmar 1884	Lyman & Fleming 1940
Potasio	$K^+$	1,13%	<b>1,10%</b>
Sodio	$Na^+$	30,66%	<b>30,70%</b>
Magnesio	$Mg^{2+}$	3,65%	<b>3,70%</b>
Calcio	$Ca^{2+}$	1,17%	<b>1,16%</b>
Estroncio	$Sr^{2+}$		<b>0,04%</b>
Bicarbonato	$HCO_3^-$	0,30%	<b>0,41%</b>
Cloruro	$Cl^{2-}$	50,02%	<b>55,19%</b>
Sulfato	$SO_4^{2-}$	7,71%	<b>7,70%</b>

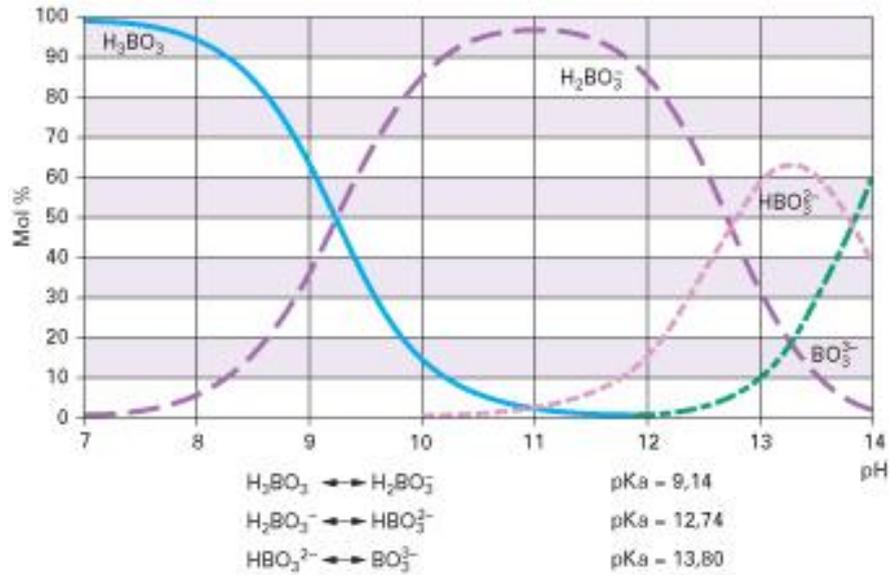
**Tabla 2.2:** Proporción de los principales iones del agua de mar según W. Dittmar y Lyman&Fleming

La combinación de estos iones da lugar a las sales que se encuentran en el agua de mar. La mayor proporción se encuentra como Cloruro Sódico ( $NaCl$ ) con un 78,0% y Cloruro de Magnesio ( $MgCl_2$ ) con un 10,5%, de manera que entre las dos representan un 88,5% del total de las sales disueltas. [20].

### 2.1.3. Boro

El Boro es un elemento químico que pertenece al grupo IIIa del sistema periódico, con un número atómico de 5 y un peso atómico relativo de 10,81.

El Boro presente en el agua de mar no se encuentra en forma elemental sino que, se encuentra como ácido bórico ( $H_3BO_3$ ) o boratos ( $H_2BO_3^-$ ,  $HBO_3^{2-}$ ,  $BO_3^{3-}$ ) formando un equilibrio entre ambos, en el cual, dependiendo del pH uno u otro será el predominante.



**Figura 2.4:** Disociación del Boro en función del pH [21]

La concentración de Boro total se expresa habitualmente como la suma de las concentraciones de ácido bórico y todos los iones borato:

$$[B]_{TOTAL} = [B]_{H_3BO_3} + [B]_{H_2BO_3^-} + [B]_{HBO_3^{2-}} + [B]_{BO_3^{3-}} \quad (2.3)$$

En el agua de mar, la concentración de Boro se encuentra normalmente entre 4 y 5 mg/l con un valor medio de 4,5 mg/ [22] [23] [24] [25] [26]

### 2.1.4. pH

El pH de una solución acuosa se define a partir de la concentración molar en iones  $H^+$ , de acuerdo con:

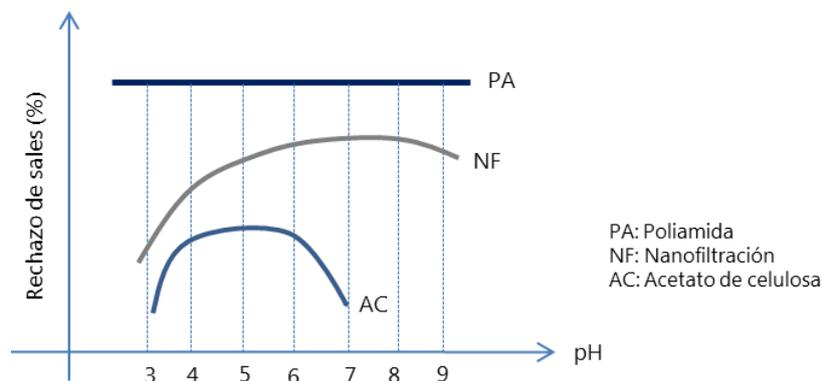
$$pH = - \log [H^+] \quad (2.4)$$

En agua de mar, el pH típico es alrededor de 8 aunque, dependiendo del tipo de pretratamiento previo al proceso de ósmosis inversa, este valor puede ser ligeramente inferior o superior.

Dependiendo del material de la membrana de ósmosis inversa, el rechazo de sales variará o no en función del pH. Del mismo modo, dependiendo del material, existe un rango de valores de funcionamiento fuera del cual las membranas se hidrolizan y pierden sus características de forma irreversible.

Las membranas de acetato de celulosa son muy sensibles a las variaciones de pH, de manera que en condiciones normales solo funcionan entre pH de 4 y 7, y en momentos puntuales, como durante el lavado, pueden salirse ligeramente de estos valores.

Las membranas de poliamida son mucho menos sensibles y funcionan sin problemas con valores de pH entre 4 y 11, y durante periodos cortos, con pH entre 3 y 12. Así mismo, el rechazo de sales es prácticamente el mismo independientemente del pH, tal y como muestra la gráfica siguiente. Existe la excepción del Boro, tal y como se indica en el punto anterior, el cual dependiendo del pH, tiene predominio de ácido bórico o iones borato, los cuales tienen un porcentaje de rechazo muy distinto, siendo el rechazo a los iones borato muy superior al ácido bórico.



**Figura 2.5:** Influencia del pH en el rechazo de sales [27]

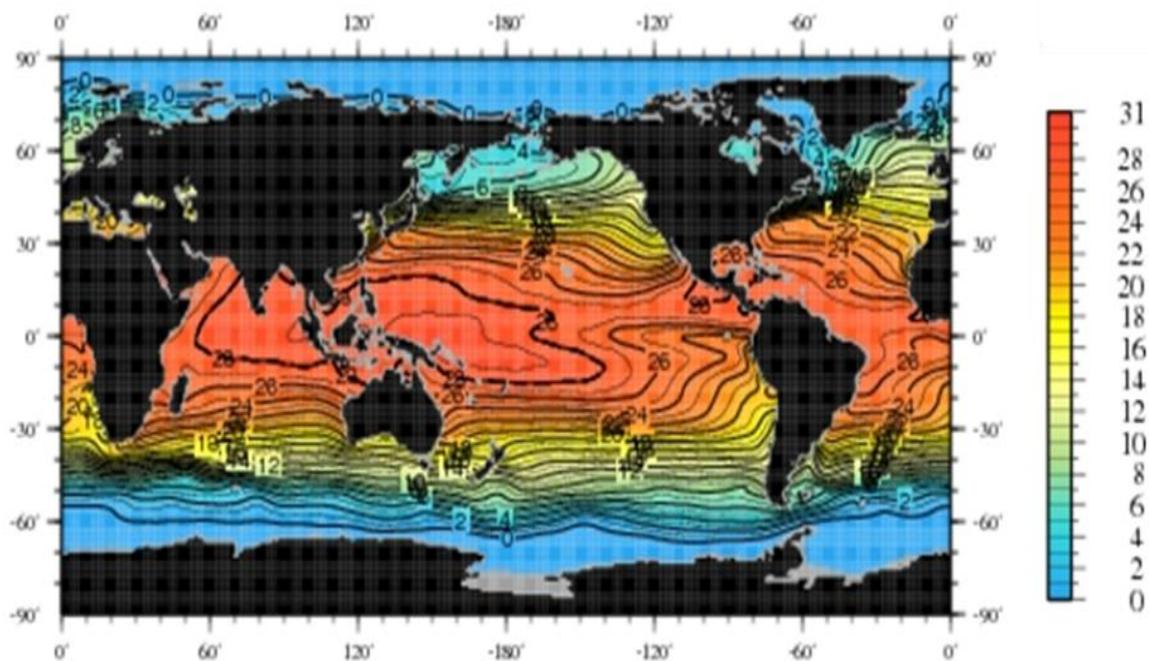
En la actualidad, la mayoría de las membranas son de poliamida y esta tesis está basada en membranas fabricadas con este material

### 2.1.5. Temperatura

La temperatura del agua de mar es el otro parámetro fundamental para analizar el comportamiento de un proceso de desalación por ósmosis inversa. Al igual que ocurre con la salinidad, la temperatura del agua de mar presenta valores muy distintos dependiendo de la localización, pero además, en el caso de la temperatura, varía en función del periodo del año en el que se realice la medida.

Adicionalmente, los mares y océanos presentan grandes diferencias de temperaturas entre las aguas profundas y las aguas superficiales. Estas últimas, están afectadas por el calentamiento procedente de los rayos solares, de manera que se producen cambios térmicos similares a los continentes; es decir, que en los océanos las temperaturas decrecen desde el Ecuador, donde se desarrolla un máximo calentamiento, hasta los polos pasando, de modo general, de una temperatura máxima de unos 29-30°C en los mares tropicales a una temperatura de  $-1,8^{\circ}\text{C}$  en los mares polares, donde sus aguas permanecen heladas durante la mayor parte del año.

A profundidades superiores a los 1.500 metros, la temperatura permanece estable entre los  $4^{\circ}\text{C}$  y  $1^{\circ}\text{C}$ , ya que los rayos solares tienen la imposibilidad de llegar hasta allí.



**Figura 2.6:** Temperatura anual en la superficie del mar ( $^{\circ}\text{C}$ ) [28]

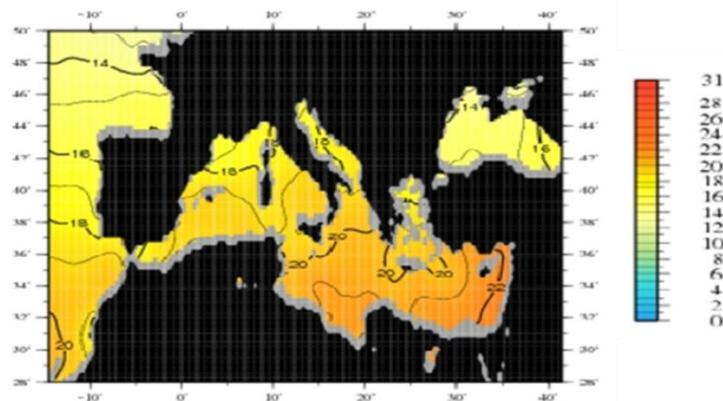
La mayoría de los procesos de desalación de agua de mar toman el agua bruta en una zona cercana a la costa, desde varios metros a unos pocos kilómetros, y a una profundidad que varía entre la superficie y los 25 m.

A continuación se muestran las temperaturas máximas y mínimas de diferentes puntos geográficos:

- Mar Mediterráneo
- Mar del Norte
- Atlántico Central
- Atlántico Sur
- Mar de Arabia
- Océano Indico
- Australia
- Océano Pacífico

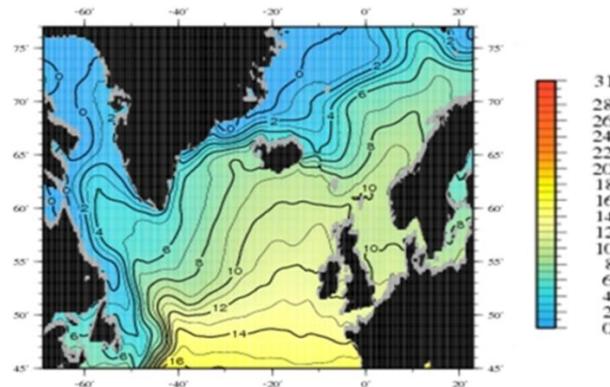
Los datos están recogidos del Centro Nacional de datos Oceanográficos de EEUU: NOAA (*National Oceanic and Atmospheric Administration*). La NOAA es la agencia federal para la implementación de un sistema nacional integrado de observación del océano que será parte del mayor Sistema de Observación Global de la Tierra. Para realizar dichas mediciones, mantiene una red de boyas, estaciones de marea y mediciones por satélite que ofrecen una imagen continua del estado de los océanos, mares y grandes lagos [28].

La temperatura del mar Mediterráneo varía entre un mínimo de 11°C y un máximo de 28°C



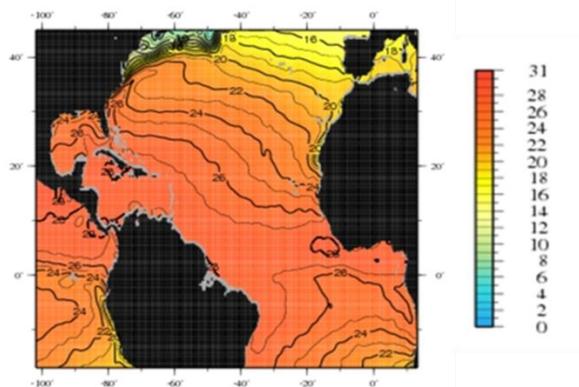
**Figura 2.7:** Temperatura anual en la superficie – Mar Mediterráneo (°C) [28]

La temperatura del mar del Norte varía entre  $-1,6^{\circ}\text{C}$  y  $17^{\circ}\text{C}$



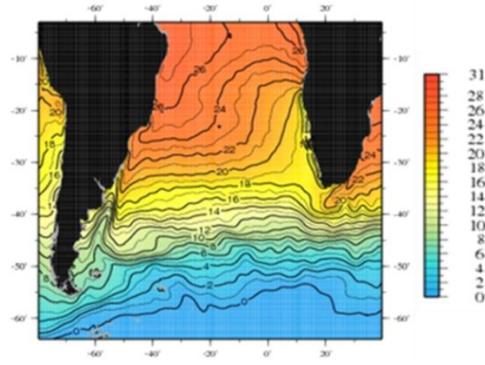
**Figura 2.8:** Temperatura anual en la superficie – Mar del Norte ( $^{\circ}\text{C}$ ) [28]

La temperatura del Atlántico Central varía entre  $3,8^{\circ}\text{C}$  y  $30^{\circ}\text{C}$ , aunque si tomamos como referencia los valores de zonas cercanas a la costa varía entre  $10^{\circ}\text{C}$  y  $27,5^{\circ}\text{C}$



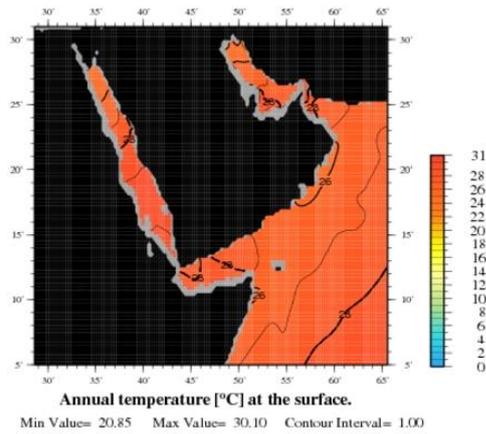
**Figura 2.9:** Temperatura anual en la superficie – Atlántico Central ( $^{\circ}\text{C}$ ) [28]

La temperatura del Atlántico Sur varía entre  $-1,5^{\circ}\text{C}$  y  $27^{\circ}\text{C}$ , aunque si tomamos como referencia los valores de zonas cercanas a la costa varía entre  $10^{\circ}\text{C}$  y  $27,5^{\circ}\text{C}$



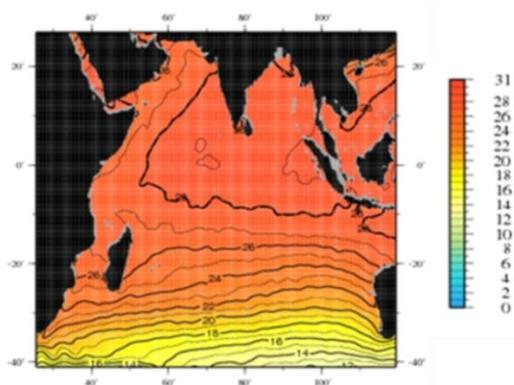
**Figura 2.10:** Temperatura anual en la superficie – Atlántico Sur (°C) [28]

La temperatura del Mar de Arabia varía entre 20°C y 30°. Aunque existen zonas concretas del Golfo pérsico con valores más elevados.



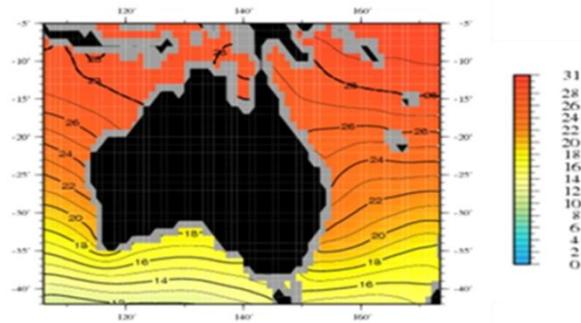
**Figura 2.11:** Temperatura anual en la superficie – Mar de Arabia (°C) [[28]

La temperatura del océano Índico varía entre 11°C y 30°C



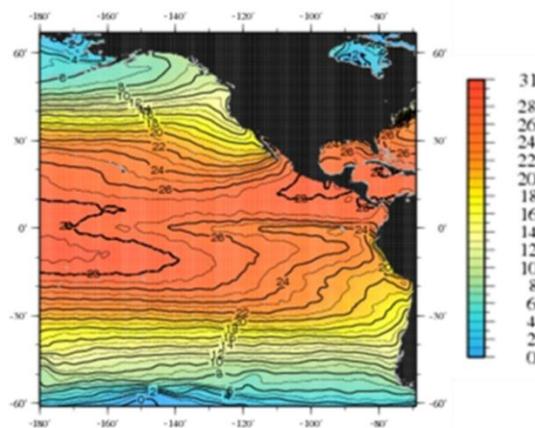
**Figura 2.12:** Temperatura anual en la superficie – Océano Indico (°C) [[28]

La temperatura de los mares alrededor de Australia varía entre 11°C y 29°C



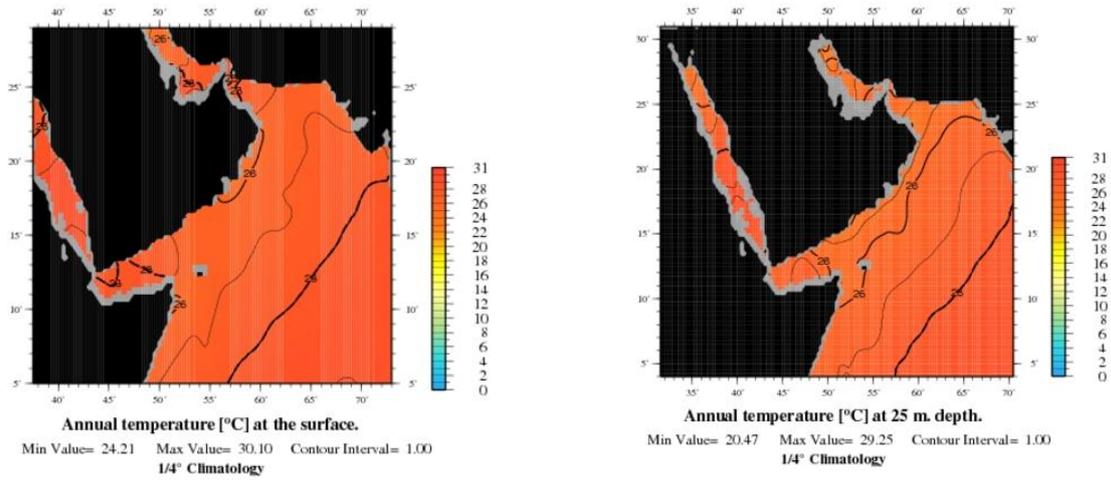
**Figura 2.13:** Temperatura anual en la superficie – Australia (°C) [[28]]

La temperatura del Océano Pacífico varía entre -0,6°C y 29,8°C, aunque si tomamos como referencia los valores de zonas cercanas a la costa varía entre 10°C y 29,8°C



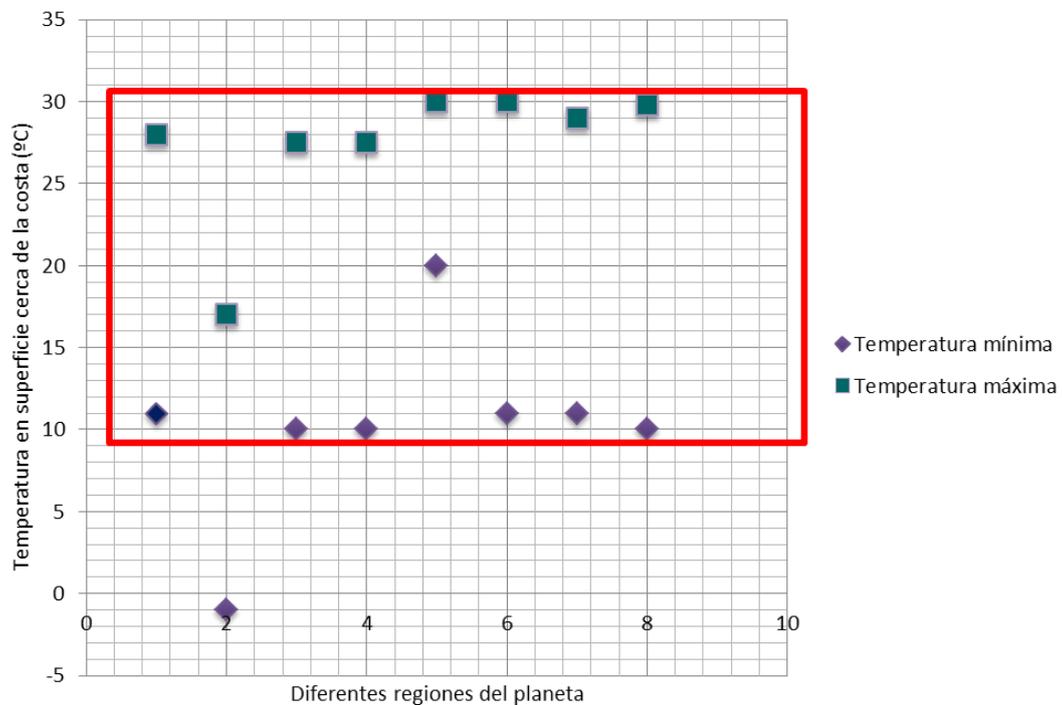
**Figura 2.14.** Temperatura anual en la superficie – Océano Pacífico (°C) [[28]]

Medidas tomadas entre la superficie y 25 m de profundidad, no muestran grandes variaciones de temperatura. En la figura siguiente, poniendo como ejemplo el Mar de Arabia, la temperatura máxima varía entre 29,25 y 30,1°C y la temperatura mínima tiene una variación entre 20,5 y 24,2°C



**Figura 2.15:** Temperatura anual en la superficie y a 25 m – Mar de Arabia (°C) [28]

La siguiente figura muestra, a modo de resumen, la temperatura máxima y mínima en los distintos mares del planeta, tomada en una zona cercana a la costa y en superficie. Se puede concluir que la mayoría de las medidas se encuentran entre los 10°C y los 30°C



**Figura 2.16:** Temperaturas máximas y mínimas en superficie en los distintos mares del planeta

## 2.2. TECNOLOGÍAS DE DESALACION

*En los últimos 100 años se han desarrollado técnica y comercialmente diferentes tecnologías de desalación de agua de mar. Los avances tecnológicos han provocado que el proceso predominante varíe a lo largo del tiempo.*

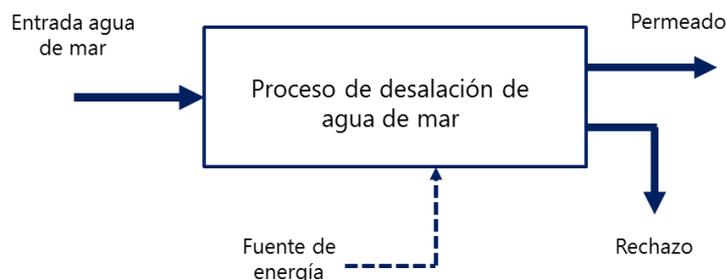
*Hoy en día, el proceso de ósmosis inversa es claramente el más utilizado y su tendencia es la aumentar dicho predominio como demuestra el siguiente capítulo de esta tesis– “Estado del arte de la desalación de agua de mar”*

*En este punto, se describen las tecnologías de desalación más importantes para poder enmarcar la ósmosis inversa dentro de todas las tecnologías disponibles.*

### 2.2.1. Introducción

El proceso de desalación de agua de mar consiste en separar agua con alto contenido en sales en dos flujos distintos; por un lado, un flujo con baja concentración de sales disueltas, denominado permeado o agua producto, y otro, conteniendo el resto de las sales disueltas, llamado concentrado, salmuera o rechazo.

Para realizar este proceso es necesario un aporte de energía, siendo las principales fuentes, la energía mecánica, térmica o eléctrica



**Figura 2.17:** Esquema general de un proceso de desalación

Las tecnologías de desalación son numerosas y están basadas en diferentes técnicas que se pueden dividir en dos grupos: procesos en los cuales el agua no cambia de estado durante el tratamiento y procesos en los cuales el agua tiene un cambio de estado, ya sea pasando por una fase gaseosa o por una fase sólida [29][30][31]

- Procesos con cambio de estado durante el tratamiento
  - Pasando por una fase gaseosa
    - Procedimiento por compresión de gases
    - Procedimiento térmico multi-efecto (MED)
    - Procedimiento térmico multi-etapa (MSF)
  - Pasando por una fase sólida
    - Congelación
- Procesos sin cambio de estado durante el tratamiento:  
Procesos con membranas
  - Electrodialisis
  - Osmosis inversa

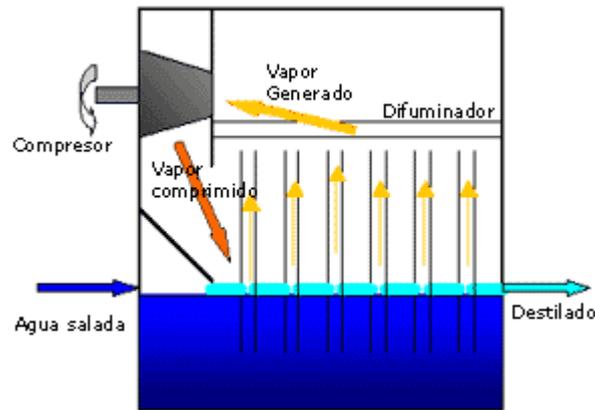
A continuación se describe brevemente cada uno de ellos

### **2.2.2. Desalación mediante compresión de vapor**

Este proceso imita el ciclo natural del agua, calentando el agua a desalar hasta producir un vapor que posteriormente condensado pasa a formar el agua producto.

El proceso está compuesto principalmente por los siguientes elementos:

- Intercambiador de calor
- Compresor de vapor
- Cámara de evaporación-condensación
- Bomba de recirculación de salmuera



**Figura 2.18:** Esquema de un proceso de compresión de vapor [32]

El proceso consiste en evaporar el agua de mar y hacerla pasar por un compresor en el cual se aumenta la temperatura de condensación; posteriormente, se le hace pasar por un intercambiador de calor en el cual se enfría con el agua de entrada a evaporar. [33]

La evaporación se realiza en la parte más baja de la cámara de evaporación-condensación, previa eliminación de los incondensables que son extraídos mediante una bomba de vacío.

La compresión de vapor se puede realizar mediante un compresor mecánico [34] o mediante un termocompresor (también denominado eyecto-compresor) que funciona movido por un vapor a media presión. [35]

### 2.2.3. Procedimiento térmico multi-efecto (MED)

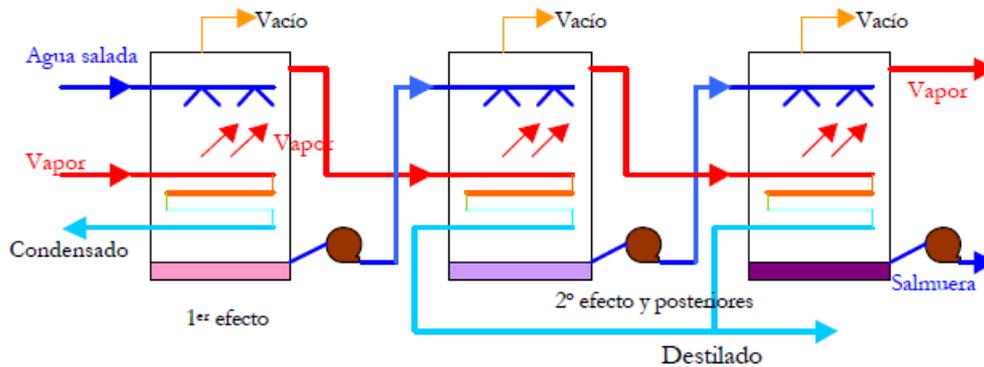
Este proceso térmico conocido por sus siglas anglosajonas MED (Multi-Effect Distillation) consiste en realizar la desalinización mediante diferentes evaporadores, denominados efectos colocados en serie, de manera que, el vapor de cada efecto se utiliza para evaporar el agua del siguiente. [36]

El procedimiento MED es el proceso más antiguo utilizado industrialmente en desalación, con referencias y patentes desde 1840, y se ha comercializado con distintas disposiciones (tubos horizontales, tubos verticales y tubos sumergidos) hasta 1960, cuando el proceso MSF empezó a dominar el mercado. [37]

El aporte de energía al proceso se realiza en el primer evaporador a través del vapor procedente de una caldera.

El proceso está compuesto principalmente por los siguientes elementos:

- Intercambiador de calor
- Compresor de vapor
- Cámaras de evaporación-condensación (efectos)
- Bombas de recirculación de salmuera



**Figura 2.19:** Esquema de un proceso MED [38]

El primer efecto se alimenta con vapor externo normalmente entre 70-80°C, lo cual provoca que el agua de mar se evapore; este vapor se recoge en el propio efecto y se envía al interior de los tubos evaporadores del siguiente efecto, el cual opera a una temperatura y presión inferior. La eficiencia térmica del proceso depende del número de efectos siendo un valor típico en plantas industriales entre 8 y 16 [39]

La salmuera que proviene del primer efecto se envía al efecto siguiente donde se rocía formando una película delgada sobre la superficie de los tubos evaporadores con lo que se vuelve a producir el proceso de evaporación.

El vapor de cada uno de los efectos se convierte en agua desalada al ser condensado en el efecto siguiente. El agua producto final es la suma de los condensados de los efectos 2º y posteriores [40]

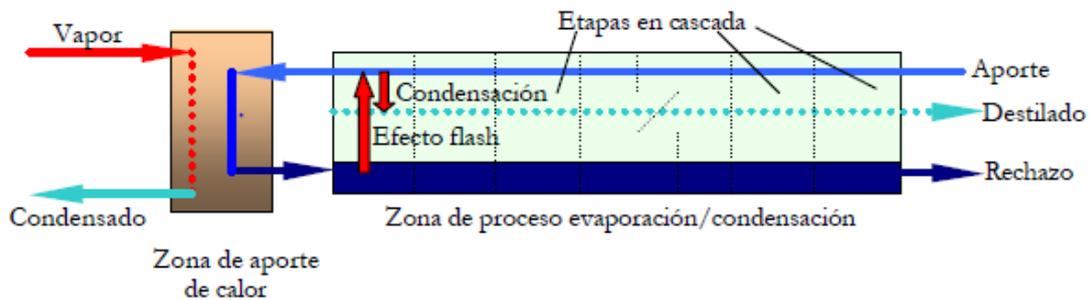
### 2.2.4. Procedimiento térmico multi-etapa (MSF)

Este proceso térmico conocido por sus siglas anglosajonas MSF (Multi-Stage Flash distillation) consiste en realizar la desalinización mediante el calentamiento de agua de mar en un recipiente a baja presión en el cual se produce una evaporación súbita. El procedimiento está basado en una reducción de la presión de agua de mar por debajo de la presión de saturación a esa temperatura con lo cual se produce dicha evaporación.

Solo una parte del agua se evapora con lo cual son necesarias diferentes etapas, en las cuales la presión se va reduciendo progresivamente.

El proceso está compuesto principalmente por los siguientes elementos:

- Zona de aporte de calor, denominado calentador principal o recalentador de salmuera
- Zona de evaporación-condensación, formado por diferentes etapas



**Figura 2.20:** Esquema de un proceso MSF [38]

El funcionamiento es el siguiente: el agua de mar, previamente calentada con vapor de una fuente externa, se introduce en la primera cámara del evaporador multietapas en el cual se produce una caída de presión por debajo de la presión de saturación a esa temperatura, lo que provoca la evaporación de parte del agua salada. La temperatura en esta primera etapa es la máxima en todo el proceso y tiene un valor típico entre 90-120 °C [40] [41]

El vapor producido pasa a través de unas mallas separadoras de gotas (demisters) cuyo fin es eliminar las gotas de salmuera que hayan podido ser arrastradas por el vapor. Este vapor se condensa sobre el haz tubular por donde circula el agua de mar hacia el recalentador de salmuera recogiéndose el

condensado como agua producto y vehiculando el resto hacia la siguiente etapa; adicionalmente, ese calor cedido durante la condensación produce un calentamiento del agua de alimentación.

La siguiente etapa trabaja a una presión inferior con lo que se produce el proceso de evaporación condensación nuevamente, y así en sucesivamente.

Dentro de las tecnologías de desalación con cambio de estado, las instalaciones que utilizan procesos MSF son las más habituales, con diseños que alcanzan las 40 etapas [39] [42]

### **2.2.5. Desalación por congelación**

Este proceso es un fenómeno natural que se da en la naturaleza, pero que no se ha logrado implantar a nivel industrial debido a la falta de desarrollo de los intercambiadores de frío.

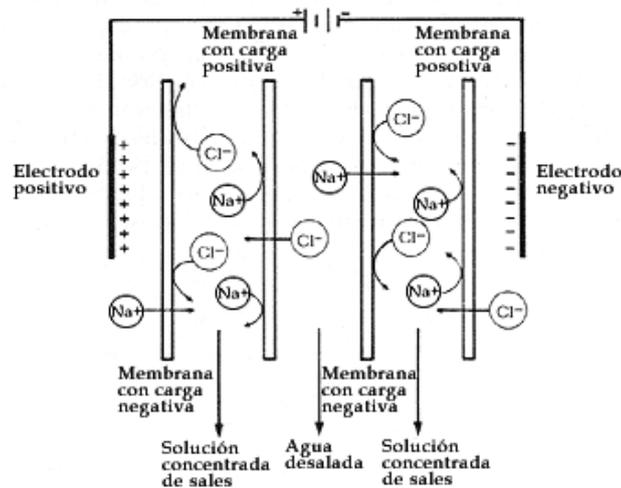
El proceso consiste en la congelación del agua de mar y la recogida posterior de los cristales de agua pura formados. Los cristales pasan a una fase de tamizado y lavado para eliminar las sales adheridas y posteriormente se funden para obtener el agua dulce [29] [39] [43].

### **2.2.6. Electrodialisis (ED)**

Esta tecnología de desalación está basada en la utilización de dos tipos de membranas selectivas, una de ellas a iones positivos y la otra a iones negativos.

El proceso consiste en hacer pasar una corriente eléctrica a través del agua salada entre dos electrodos que se encuentran a distinto potencial. El agua salada se encuentra contenida en una cuba que se divide en 3 zonas separadas por dos tipos de membranas selectivas diferentes; una de ellas es permeable a los iones negativos (aniones) y la otra es permeable a los iones positivos (cationes).

Al aplicar la corriente eléctrica, los aniones se dirigirán al electrodo positivo (ánodo) y los cationes se dirigirán al electrodo negativo (cátodo), de manera que, en la zona central de la cuba entre las dos membranas quedará el agua dulce [44] [45].



**Figura 2.21:** Esquema de un proceso de Electrodialisis [46]

Este proceso tiene la limitación de separar solo sustancias que estén ionizadas, por lo que su utilidad se limita a tratamiento de aguas de baja salinidad (salobres) o reutilización de aguas residuales.

Una variante de este proceso consiste en variar la polaridad de los ánodos y cátodos varias veces cada hora, con lo que se evita el ensuciamiento de las membranas al paso de los iones. A este proceso se le denomina Electrodialisis Reversible (EDR) [47]

### 2.2.7. Osmosis Inversa

La Ósmosis Inversa es una tecnología basada en una membrana semipermeable que separa dos soluciones con distinta concentración en la cual, al aplicar una presión superior a la presión osmótica en el lado de mayor concentración se produce un flujo de agua que va desde la solución con mayor salinidad (agua de mar) hasta otra de menor salinidad (agua dulce)

El proceso objeto de esta tesis está basado en esta tecnología, por lo cual, el fundamento de dicha tecnología se describe con más detalle en el punto 2.3

### 2.2.8. Otras tecnologías de desalación

Otras tecnologías para desalar agua de mar, menos desarrolladas industrialmente, son las siguientes:

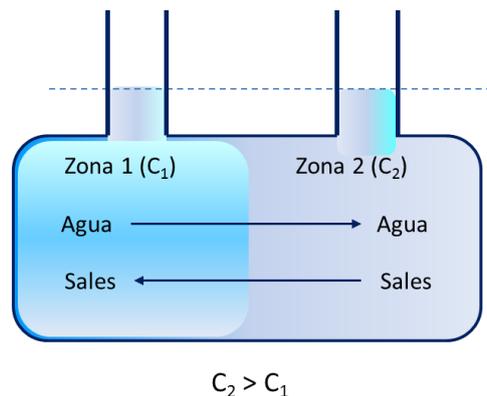
- **Procesos de desalinización solar.** Se dividen en dos tipos: método directo y método indirecto. En el primero, la energía solar produce directamente el destilado en los colectores solares. En el método indirecto, se emplean dos subsistemas, uno como colector solar y el otro como unidad de desalación [48][49]
- **Formación de hidratos.** Es un método de desalación basado en el principio de cristalización que consiste en añadir hidrocarburos al agua de mar que se quiere desalar para obtener unos hidratos complejos en forma cristalina. Al igual que ocurre con el proceso de congelación, el rendimiento energético es superior a los procesos de destilación, aunque el gran problema que tiene es lograr separar y lavar dichos cristales [20].
- **Intercambio Iónico.** Este proceso está basado en las propiedades que presentan ciertas sustancias sólidas insolubles, llamadas resinas de intercambio iónico, que son capaces de intercambiar aniones o cationes cuando se ponen en contacto con una sal disuelta. Hay dos tipos de resinas: las aniónicas que sustituyen aniones del agua por iones  $\text{OH}^-$  y las catiónicas que sustituyen cationes por iones  $\text{H}^+$ .  
Las resinas, normalmente, necesitan regeneraciones periódicas con agentes químicos para sustituir los iones fijados a las resina y terminan por agotarse. El alto coste de las regeneraciones hace que no se utilice en desalación de agua de mar y tenga una aplicación en procesos industriales para tratamientos de afino [50] [51]

## 2.3. OSMOSIS INVERSA

### 2.3.1. Concepto de ósmosis inversa

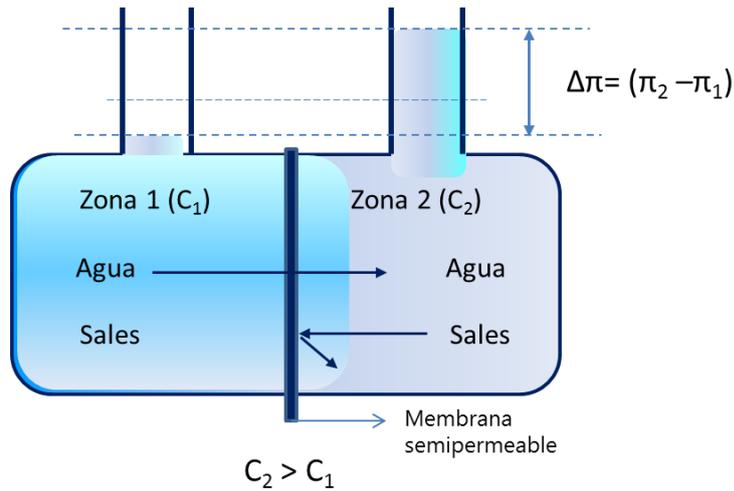
Antes de describir el funcionamiento de un proceso de ósmosis inversa, es necesario entender el proceso de difusión entre dos soluciones con distinta concentración que se encuentran en un mismo recipiente, y el proceso de difusión de dos soluciones con distinta concentración a través de una membrana semipermeable [52].

Si se ponen en contacto dos soluciones con diferente concentración en un mismo recipiente (figura 2.22) donde la concentración de la solución 2 es mayor que la de la solución 1, se producirá una difusión de sales de la solución 2 a la solución 1, así como un movimiento de agua en sentido contrario, de manera que se tiende a igualar la concentración de ambas soluciones.



**Figura 2.22:** Proceso de difusión de dos soluciones con distinta concentración

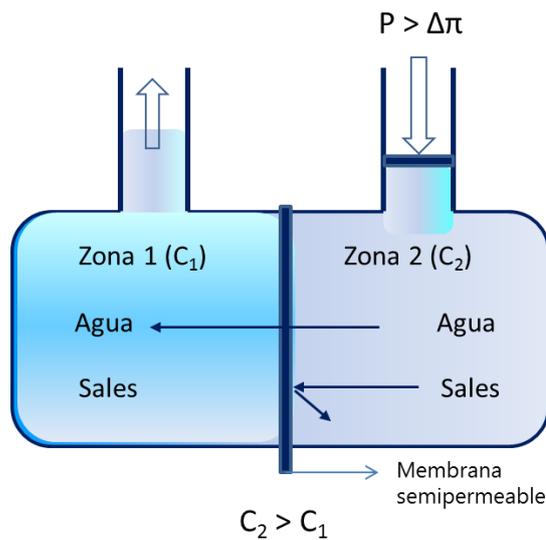
Si se coloca una membrana semipermeable entre las dos soluciones con diferente concentración, de manera que dicha membrana permita el paso de agua pero no permita el paso de sales, lo que ocurrirá será que el agua se difundirá de la solución menos concentrada a la más concentrada, pero no ocurrirá la difusión de las sales de la zona 2 a la zona 1 debido a dicha membrana. Esto provocará que el nivel de la zona 2 aumente hasta que la presión que ejerza la columna de agua se iguale a la presión que tiende a difundir el agua de la zona 1 a la zona 2 (figura 2.23). A este fenómeno se le denomina Ósmosis.



**Figura 2.23:** *Proceso de difusión a través de una membrana semipermeable*

Si la concentración de la solución 1 fuese cero (agua pura), la diferencia de alturas entre los dos recipientes se denomina presión osmótica de la solución 2. En caso de no tener agua pura, la diferencia de altura sería la diferencia de presiones osmóticas de ambas soluciones.

En el caso de la desalación de agua de mar, el origen del agua es una solución con una concentración de sales muy alta y se pretende separar el agua de las sales, con lo cual interesa invertir el proceso de la figura 2.23. Esto se consigue aplicando en el recipiente 2 una presión superior a la diferencia de presiones osmóticas de ambas soluciones (figura 2.24). a este fenómeno se le denomina Osmosis Inversa.



**Figura 2.24:** *Proceso de Ósmosis Inversa*

De esta manera, la zona 1 representa la zona de agua tratada la cual tiene una salinidad muy baja y la zona 2 representa la zona de alta concentración, también denominada rechazo o salmuera. [53]

En 1885, Van't Hoff publicó la relación existente entre la presión osmótica y la concentración de soluto de una disolución:

$$\pi = R * T * M \quad (2.4)$$

Dónde:

- $\pi$  presión osmótica de la solución (atm)
- R constante universal de los gases ideales (0,082 atm·l·K<sup>-1</sup>·mol<sup>-1</sup>)
- T temperatura absoluta (K)
- M molaridad de la solución (mol/l)

Conocida la concentración de cada uno de los constituyentes del agua de mar, se puede obtener de manera rápida y aproximada la presión osmótica de dicha solución a partir de la siguiente expresión [54]

$$\pi = 0,08308 * \Phi * (t + 273,16) * \sum m_i \quad (2.5)$$

Dónde:

- $\pi$  presión osmótica de la solución (bar)
- $\Phi$  coeficiente osmótico (en agua de mar 0,902)
- t temperatura del agua de mar (°C)
- $m_i$  suma de las molalidades de todos los constituyentes de la solución

Siendo:

$$m_i = \frac{C_i}{1000 * PM_i * \left(\frac{10^6 - SDT}{10^6}\right)} \quad (2.6)$$

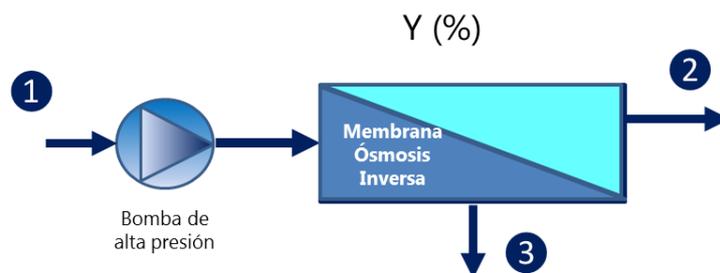
Dónde:

- $C_i$  concentración del componente "i" de la solución (mg/l)
- $PM_i$  peso molecular del componente "i" de la solución
- SDT sólidos disueltos totales de la solución (mg/l)

La ósmosis inversa es capaz de rechazar contaminantes o partículas con diámetros tan pequeños como  $0,0001 \mu\text{m}$ ; consecuentemente, permite eliminar además de sales disueltas en agua, patógenos, durezas, turbidez, compuestos orgánicos sintéticos, pesticidas, y la mayoría de los compuestos contaminantes del agua potable conocidos hoy en día [55]

### 2.3.2. Definiciones

A continuación se definen varios parámetros básicos que se utilizan a lo largo de la tesis y que se muestran en el siguiente esquema [52]:



**Figura 2.25 :** Relación de caudales en una membrana de ósmosis inversa

Dependiendo de la bibliografía utilizada, cada uno de estos parámetros tiene distintos nombres, aunque el concepto es el mismo.

- ① Entrada de agua al proceso de ósmosis inversa. También denominada "agua de aporte", o "agua bruta". Es el agua de mar que a su paso a través de la bomba de alta presión tiene la presión suficiente para que se produzca el fenómeno de la ósmosis inversa. Este lado de la membrana trabaja a una presión muy alta por lo que se la denomina "lado de alta".

Normalmente, el agua de mar ha tenido un pretratamiento previo antes de la entrada a las membranas (ver capítulo 2.6)

- ② Salida de agua producto. También denominada "permeado" o "agua osmotizada". Es el lado de la membrana que tras el proceso de ósmosis queda con una concentración muy baja de sales. Es la

zona que tiene baja presión por lo que se le denomina “lado de baja” de las membranas.

- 3** Concentrado de la ósmosis. También denominado “rechazo” o “salmuera” es la solución con alta concentración en sales, resultado del fenómeno de ósmosis inversa. Esta zona de la membrana trabaja a una presión similar a la de aporte descontando las pérdidas de carga y ensuciamiento de las membranas.
- Y (%)** Conversión. También denominado factor de conversión o porcentaje de recuperación. Es la relación porcentual entre el caudal de permeado y el caudal de agua de entrada al proceso de ósmosis inversa:

$$Y (\%) = \frac{Q_2}{Q_1} * 100 \quad (2.7)$$

Dónde:

Q: Caudal (m<sup>3</sup>/h o cualquier otra unidad de caudal)

- F** Flujo de permeado. Es el caudal de permeado por unidad de superficie de membrana. Es un parámetro básico a la hora de diseñar un proceso de ósmosis inversa. Sus unidades habituales son l/m<sup>2</sup>/h aunque por simplificación en bibliografía se puede encontrar como lmh. También es común encontrarlo en bibliografía anglosajona como gmd (galones/m<sup>2</sup>/día)
- P<sub>s</sub>** Porcentaje de paso de sales. Las membranas de ósmosis inversa dejan pasar a través de la misma una pequeña cantidad de sales. El P<sub>s</sub> es la relación porcentual entre la concentración de sales en el permeado y la concentración de sales en el agua de entrada a la ósmosis:

$$P_s (\%) = \frac{C_2}{C_1} * 100 \quad (2.8)$$

Dónde:

C<sub>1</sub>: Concentración de sales en la entrada a la OI (mg/l o cualquier otra unidad de concentración)

C<sub>2</sub>: Concentración de sales en el permeado (mg/l o cualquier otra unidad de concentración)

- R<sub>s</sub>** Porcentaje de rechazo de sales. Es la relación porcentual entre la concentración de sales en la salmuera y la concentración de sales en el agua de entrada a la ósmosis.

$$R_S (\%) = \frac{C_3}{C_1} * 100 = \frac{(C_2 - C_1)}{C_1} * 100 \quad (2.9)$$

Dónde:

C<sub>3</sub>: Concentración de sales en la salmuera (mg/l o cualquier otra unidad de concentración)

### 2.3.3. Membranas de ósmosis inversa

Las membranas de ósmosis inversa se pueden clasificar en diferentes grupos dependiendo de su composición química y naturaleza. Desde un punto de vista industrial, existen distintas configuraciones dependiendo de la forma y como se realiza la empaquetadura para convertirla en una unidad de proceso que maximice el flujo de agua y el rechazo de sales. [56][57]

Dependiendo de la **composición química** se pueden clasificar en:

- Orgánicas
  - Acetato de celulosa [58][59]
  - Poliamidas aromáticas [60][61][62]
  - Otras (Polietilamina, polihidroxietil metacrilato, polifurano sulfonado, Poliacrilonitrilo, Polibencimidazola, Polisulfona) [29]
- Inorgánicas

Las membranas orgánicas están fabricadas con un polímero o co-polímero orgánico. Las más utilizadas se obtienen a partir poliamidas aromáticas o acetato de celulosa. [63]

La primera membrana semipermeable asimétrica de ósmosis inversa se obtuvo a partir de una mezcla de acetatos de celulosa. El acetato de celulosa se obtiene a partir de la celulosa de la madera o el algodón, tratándola posteriormente hasta obtener las características de permeabilidad y rechazo de sales adecuadas.

A partir de este material se desarrolló el triacetato de celulosa que permite trabajar en una gama más amplia de pH.

Las membranas de poliamida aromática están basadas en dos polímeros de características similares: poliéter-urea y poliamida aromática lineal. Estas membranas tienen una alta estabilidad química, alto porcentaje de rechazo de sales, no biodegradabilidad y presiones de trabajo reducidas. Como inconveniente, son muy sensibles a oxidantes y tienen posibilidad de ensuciamiento y desarrollo biológico.

Las membranas inorgánicas tienen dos inconvenientes que limitan su campo de aplicación: la resistencia a la temperatura y la estabilidad química. Los materiales utilizados o en investigación son cerámicos, vidrio, fosfacenos y carbonos.

Dependiendo de la **naturaleza** se pueden clasificar en:

- Integrales (también denominadas asimétricas) [55]
- Compuestas de capa fina [64]

Las membranas están fabricadas con una capa activa y una capa soporte porosa. En el caso de las membranas integrales, el material de ambas capas es el mismo polímero y tienen la misma composición química y la única diferencia es la porosidad de cada capa. El espesor de la capa activa es del orden de 0,25 micras y el de la capa soporte de 99,75 micras.

Las membranas compuestas de capa fina (*TFC – Thin Film Composite* en bibliografía anglosajona) se pueden considerar como un avance tecnológico de las membranas integrales. En estas membranas, la capa activa y el material soporte están fabricadas con materiales diferentes. La membrana tiene tres capas: la capa superior o capa activa, una capa intermedia que hace de soporte de la capa activa y una capa inferior que le confiere resistencia mecánica a la membrana.

Estas membranas tienen una serie de ventajas que las hacen muy interesantes para distintas aplicaciones. Cada capa puede diseñarse y fabricarse por separado, lo cual permite variar tanto el espesor como la porosidad de la capa activa, y en consecuencia el porcentaje de rechazo de sales y el flujo de permeado.

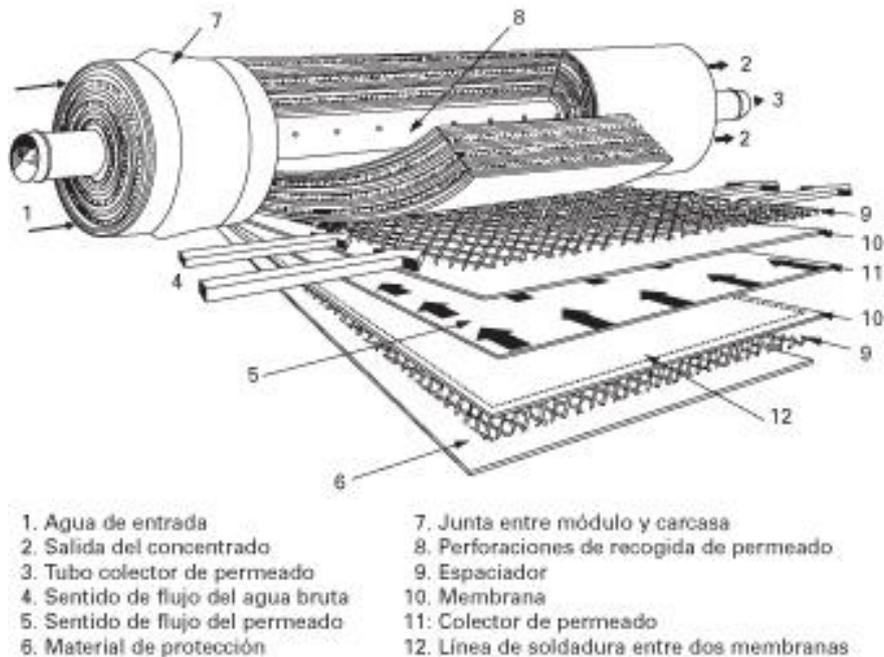
Dependiendo de la **configuración de la membrana** se pueden clasificar en [52][55] :

- Plato-marco
- Tubular
- Fibra hueca
- Arrollamiento espiral

Las primeras membranas de ósmosis tenían una configuración plato-marco o tubular. Consistían en membranas con forma de lámina plana de distintas formas geométricas o membranas en forma de tubo hueco.

Las membranas de fibra hueca tienen el aspecto de un cabello humano, y se componen de una capa activa muy densa en la parte exterior y una estructura soporte porosa en la parte interior. Estas membranas son del tipo integral, es decir, con el mismo material en la capa activa y en la capa soporte. Este tipo de membranas se agrupan dentro de recipientes a presión por los que circula el agua bruta a presión; por el interior de las membranas circula el permeado.

Las membranas con una configuración de arrollamiento espiral son las más utilizadas en la actualidad. Se fabrican de manera que se colocan dos láminas enfrentadas y opuestas entre sí con un espaciador entre medias que actúa como un canal para que circule el permeado por él. Tres de los cuatro extremos de esta lámina se sellan y el último se conecta a un tubo que recoge el permeado. Alrededor de este tubo de permeado se enrolla el conjunto de láminas unido a otro espaciador en forma de red plástica que sirve como canal de entrada de agua de mar. Este arrollamiento es lo que forma la espiral. Todo el conjunto se completa con unas piezas plásticas en los extremos y se cubre exteriormente con un recubrimiento de epoxy-fibra de vidrio que asegura el elemento.



**Figura 2.25 :** Membrana de arrollamiento espiral [21]

## 2.4. SISTEMA DE OSMOSIS INVERSA

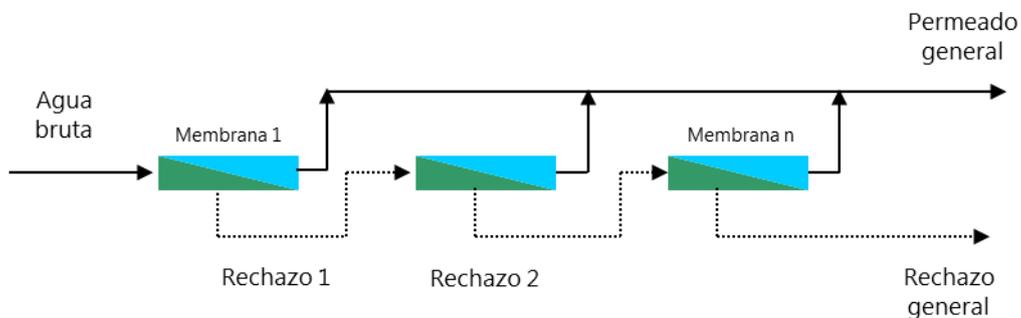
### 2.4.1. Agrupación de membranas

Las membranas de ósmosis inversa habitualmente no trabajan por separado, sino que se agrupan entre ellas en dos posibles configuraciones:

- Agrupación en serie
- Agrupación en paralelo

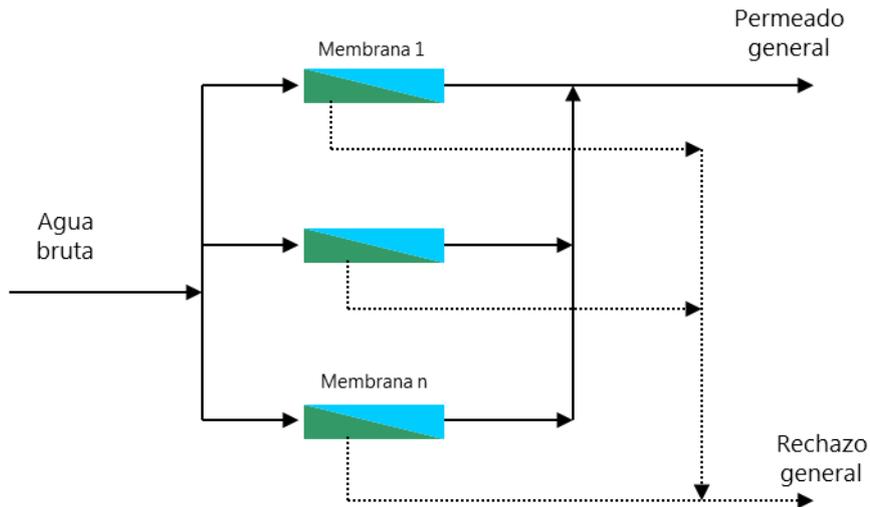
Cuando las membranas se agrupan en serie (figura 2.26), el caudal de rechazo de la primera membrana pasa a ser el caudal de alimentación de la siguiente membrana, y así sucesivamente. El permeado de cada una de las membranas se recoge en un tubo común a todas ellas, y en él se produce una mezcla.

Las membranas espirales actuales trabajan con unas conversiones máximas del 13% por lo que si se pretende diseñar con conversiones superiores, es necesario agrupar membranas en serie.



**Figura 2.26:** Agrupación de membranas en serie

Cuando las membranas se agrupan en paralelo (figura 2.27), el caudal de rechazo de cada membrana se recoge en un tubo común y de la misma manera, el caudal de permeado de cada membrana se recoge en otro tubo común. Con esta configuración, se consigue aumentar el caudal de producción de un sistema de membranas de ósmosis inversa.



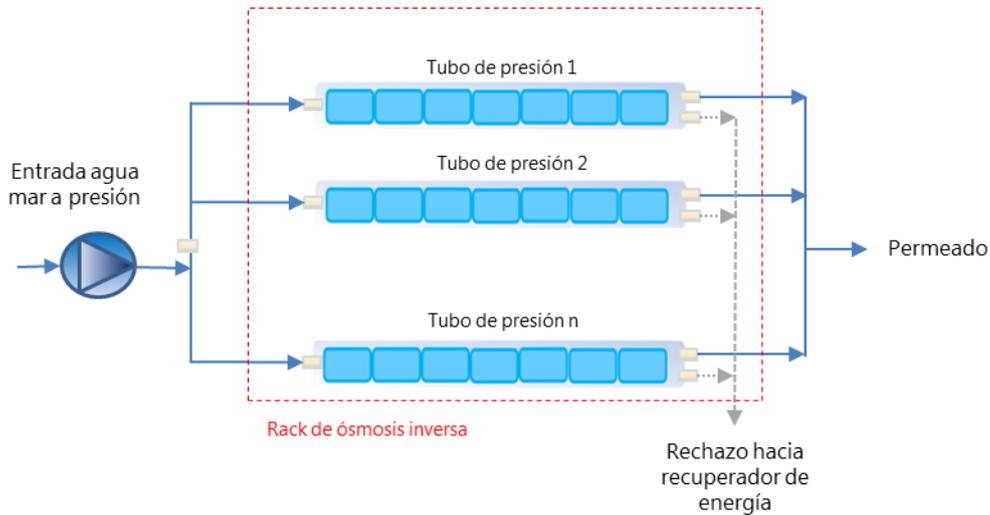
**Figura 2.27:** Agrupación de membranas en paralelo

#### 2.4.2. Esquema básico de un proceso de ósmosis inversa

Desde un punto de vista industrial, a la hora de diseñar un proceso de ósmosis inversa interesa aumentar la conversión y el caudal de permeado, por lo que la mayoría de diseños están basados en una mezcla de agrupaciones de membranas en serie, en el interior de tubos de presión, que a su vez se agrupan entre sí en paralelo formando lo que se denomina un rack de ósmosis inversa.

Estos tubos están compuestos de una entrada y dos salidas:

- La entrada es agua de mar con una presión superior a la presión osmótica. Esta presión es aportada por una bomba de alta presión.
- La salida 1, es el permeado del proceso con una concentración muy baja en sales. La presión de este fluido es muy baja.
- La salida 2 es el rechazo del proceso con una concentración muy alta en sales. La presión de este fluido es similar a la presión de entrada, descontando las pérdidas de carga producidas en el circuito.



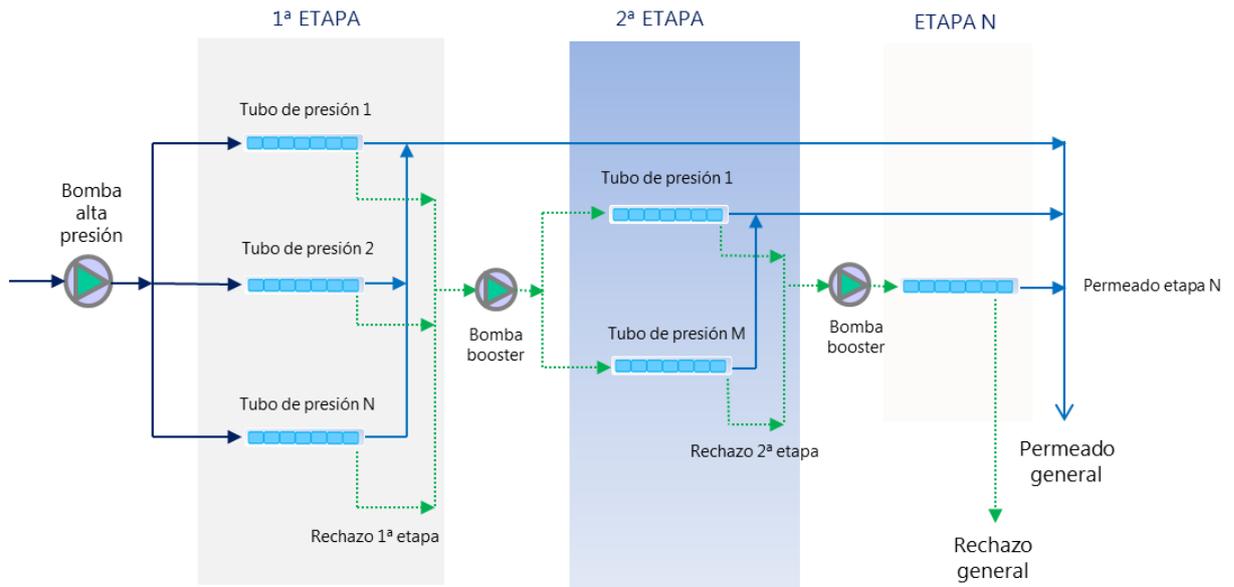
**Figura 2.28:** Esquema básico de un rack de ósmosis inversa de agua de mar

En plantas industriales, el diseño más habitual de procesos de ósmosis inversa de agua de mar se realiza con 6, 7 u 8 membranas en el interior de cada tubo de presión.

### 2.4.3. Concepto de etapa y de paso

Etapa y paso son dos conceptos muy utilizados a la hora de diseñar un proceso de desalación de agua de mar por ósmosis inversa a nivel industrial. [65][66]

**Etapa** hace referencia al tratamiento del rechazo, de manera que en un proceso con N etapas, el rechazo de la primera etapa alimenta la segunda etapa; el rechazo de la segunda alimenta a la tercera etapa y así sucesivamente hasta la etapa N. El permeado de cada una de las etapas se recoge en un colector común (figura 2.29) De este modo, se logra aumentar la conversión de todo el sistema, aunque la alimentación de cada una de las sucesivas etapas tiene una salinidad superior y por tanto es necesaria una mayor presión para superar la presión osmótica de la solución. Por esta razón, es habitual la instalación de bombas elevadoras de presión (en bibliografía anglosajona bomba "booster") entre cada una de las etapas.

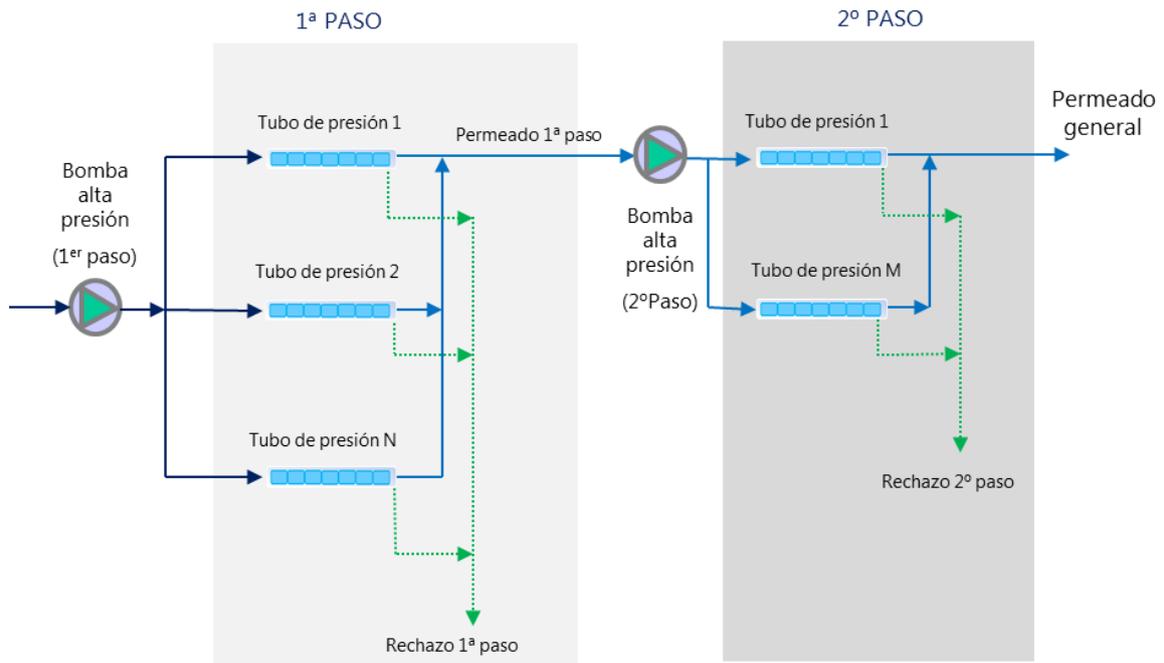


**Figura 2.29:** Proceso de ósmosis inversa en N etapas

**Paso** hace referencia al tratamiento del permeado, de manera que en un proceso con N pasos, el permeado del primer paso alimenta el segundo; el permeado del segundo alimentaría el tercero y así sucesivamente hasta el paso N (figura 2.30). De este modo, se logra mejorar la calidad de agua tratada. El permeado de un proceso de ósmosis tiene una presión muy baja por lo que es necesario realizar un bombeo cada vez que pasamos de un paso a otro.

En la práctica, en procesos con agua mar es difícil encontrar más de dos pasos, debido a que la salinidad después de un segundo paso es muy baja.

En este caso el rechazo de cada uno de los pasos tiene una concentración de sales muy diferente. El primer paso tiene una concentración muy elevada, al contrario que el resto de pasos, los cuales tienen una concentración muy baja, por lo que el rechazo del primer paso se envía a un equipo recuperador de energía o directamente al colector de salida de salmuera y el rechazo del resto de pasos se puede recircular a cabeza de la instalación o directamente al colector de salmuera.



**Figura 2.30:** Proceso de ósmosis inversa en 2 pasos.

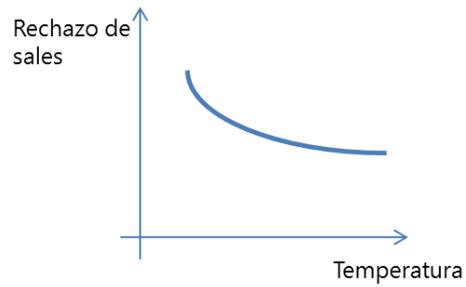
## 2.5. INFLUENCIA DE DISTINTOS FACTORES EN EL RECHAZO DE SALES

En un proceso de desalación por ósmosis inversa, el agua bruta es agua de mar de alta salinidad (normalmente entre 30.000 y 40.000 mg/l) y el agua tratada es agua dulce de muy baja salinidad (menor de 1.000 mg/l) con lo cual es importante obtener el máximo rechazo de sales en el procesos de desalación.

A continuación se muestra la influencia que tienen en el rechazo de sales los siguientes parámetros:

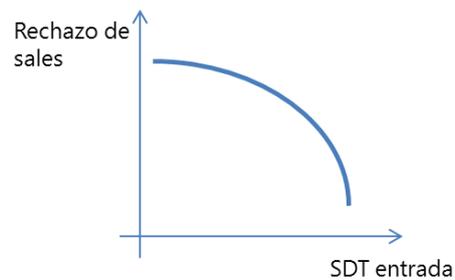
- Temperatura
- Salinidad del agua de entrada
- Presión
- Conversión del sistema

Un aumento de la temperatura, con el resto de parámetros constantes, hace que se reduzca el rechazo de sales, y por tanto, se obtiene un agua con peor calidad, entendiendo en este caso como peor calidad un aumento de la concentración de sales.



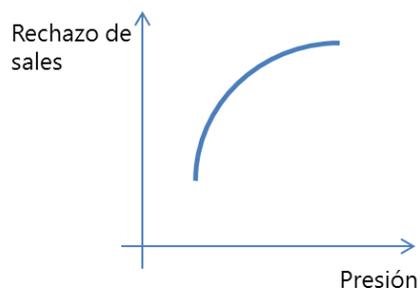
**Figura 2.31:** Influencia de la  $T^a$  en el rechazo de sales de una membrana [19] [54]

Un aumento de la salinidad del agua bruta provoca una reducción del rechazo de sales tal y como se ve en la figura siguiente:



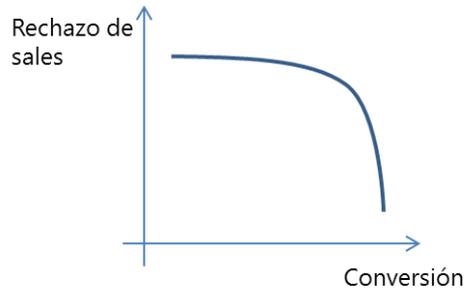
**Figura 2.32:** Influencia de la salinidad de entrada en el rechazo de sales de una membrana [19] [54]

Al aumentar la presión efectiva de alimentación a las membranas, aumenta el rechazo de sales y por tanto se obtiene un agua de menor salinidad



**Figura 2.33:** Influencia de la presión de entrada en el rechazo de sales de una membrana [19] [54]

Al aumentar la conversión el rechazo de sales decrece ligeramente hasta llegar a un punto en el cual la presión osmótica del rechazo es tan alta como la presión de alimentación a las membranas; al llegar a ese punto el rechazo de sales disminuye de una manera brusca y se para el proceso.



**Figura 2.34:** Influencia de la conversión en el rechazo de sales de la membrana [19] [54]

## 2.6. PROCESOS PRINCIPALES DE UNA PLANTA DESALADORA POR OSMOSIS INVERSA

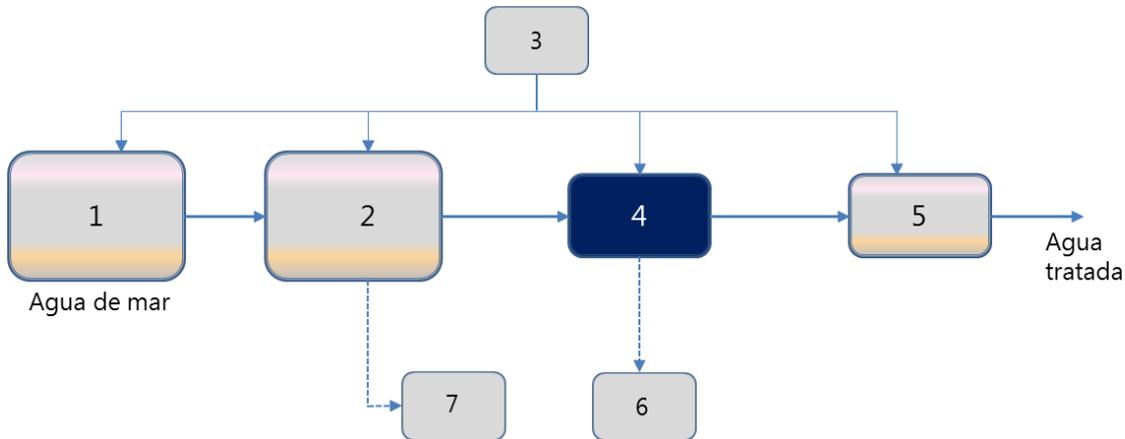
### 2.6.1. Descripción de los principales procesos de una desaladora de agua de mar

El proceso de ósmosis inversa es el "corazón" de una planta desaladora diseñada con esta tecnología. Aun así, requiere de una serie de procesos adicionales que hacen que la instalación funcione correctamente.

Aunque esta tesis se basa exclusivamente en el proceso de ósmosis inversa, es importante conocer estos procesos adicionales para entender las ventajas del proceso propuesto. Son los siguientes:

- 1.- Sistema de captación de agua de mar
- 2.- Pretratamiento
- 3.- Acondicionamiento químico
- 4.- Ósmosis inversa
- 5.- Postratamiento
- 6.- Sistema de evacuación de salmuera
- 7.- Tratamiento de fangos y efluentes

La siguiente muestra el diagrama de flujo de una desaladora de agua de mar por ósmosis inversa: [67][68][69]



**Figura 2.35:** Diagrama de flujo de una desaladora de agua de mar por Ósmosis Inversa

El sistema de captación de agua de mar es el punto de partida de una planta desaladora; principalmente hay dos tipos de sistemas de captación: [70][71]

- Toma abierta
- Pozos o cantaras de captación

Una toma abierta consiste en una o varias torres de captación situadas en el interior del mar una distancia entre varios cientos de metros hasta varios kilómetros, desde donde se envía el agua a través de una conducción hasta el pretratamiento. Este tipo de sistemas tiene una parte marítima y otra parte terrestre. [72][73]

Una captación mediante pozos consiste en tomar el agua de mar de una perforación situada normalmente en la playa o un lugar cercano a ella, y desde ahí mediante un bombeo enviarla al pretratamiento de la desaladora. En este caso, todo el sistema está en tierra, no hay parte marítima. [74]

El pretratamiento de una planta desaladora tiene por objeto la protección de las membranas de ósmosis inversa ante cualquier tipo de sustancia que pudiese dañarlas. La mayor o menor complejidad del pretratamiento así como el número de etapas del que se compone depende de la calidad del agua de mar.

Normalmente, antes del pretratamiento hay un bombeo de agua bruta y a partir de él uno o varios de los siguientes procesos [75][76][77][78][79][80]:

- Desbaste grueso
- Tamizado
- Flotación por aire disuelto
- Decantación
- Filtración sobre arena o sobre lecho multicapa
- Ultrafiltración
- Filtros de cartucho

Los primeros procesos eliminan la materia de mayor tamaño y los últimos eliminan sólidos en suspensión más pequeños. La última barrera de protección antes de las membranas de ósmosis inversa suelen ser unos filtros de cartucho que no dejan pasar los sólidos con un tamaño mayor de 5 micras

El acondicionamiento químico está compuesto por todos los sistemas de dosificación de reactivos que son necesarios para el correcto funcionamiento de la instalación. La dosificación de reactivos se realiza en los distintos procesos que componen la desaladora, desde la captación hasta la salida de agua tratada.

Algunas de las dosificaciones de reactivos más habituales son las siguientes:

- Dosificación de cloro o hipoclorito sódico en el sistema de captación
- Dosificación de un coagulante, habitualmente cloruro férrico, en pretratamiento para mejorar el rendimiento de procesos como la flotación, filtración o ultrafiltración
- Dosificación de un ayudante de coagulación en pretratamiento
- Dosificación de un ácido en pretratamiento, normalmente ácido sulfúrico, para trabajar a un pH óptimo para la coagulación.
- Dosificación de bisulfito sódico antes de la entrada a la ósmosis para eliminar el cloro residual que pueda contener el agua y así evitar dañar las membranas [81]
- Dosificación de un anti-incrustante a la entrada a la ósmosis para evitar la precipitación de compuestos que produzcan incrustaciones en las membranas
- Dosificación de hidróxido sódico a la entrada de la ósmosis para trabajar a un pH óptimo
- El postratamiento consiste, habitualmente, en una remineralización del agua osmostizada a la cual se le añade principalmente dióxido de carbono y un reactivo que contenga calcio, como dióxido de calcio o calcita.
- En el tratamiento de fangos, se dosifica un coagulante y un polielectrolito para mejorar el rendimiento del proceso.

Las dosis más habituales de los principales reactivos son las siguientes:

Reactivo químico		Dosis (mg/l)
Biocida	Cloro	0,5 - 6
Reductor de cloro	Bisulfito sódico	3 - 19
Coagulante	Cloruro férrico	0,8 - 25
Ayudante de coagulación		0,2 - 4
Acido sulfúrico		6,6 - 100
Inhibidores de incrustaciones	Hexametafosfato sódico	2 - 10
	Acido poliacrílico	2,9
	Fosfonatos	1,4

**Tabla 2.3:** Dosis de reactivos habituales en una desaladora por ósmosis inversa [82]

El proceso de ósmosis inversa es el encargado de eliminar las sales disueltas que contiene el agua bruta. Tiene dos flujos de salida: por un lado el permeado que se envía al post-tratamiento y por otro lado el rechazo, que sale de la planta desaladora a través del sistema de evacuación de salmuera.

El post-tratamiento de una desaladora es necesario debido a que el permeado de la ósmosis inversa tiene un pH ácido y un comportamiento agresivo, por lo que es necesario realizar una dosificación de  $\text{CO}_2$  y de un compuesto que contenga calcio para incrementar el pH del agua y que este sea lo más próximo al pH de saturación, o lo que es lo mismo, que tenga un índice de Langelier lo más cercano a cero, lo cual quiere decir que el agua tratada no es ni agresiva ni incrustante. [83] [84] [85]

El sistema de evacuación de salmuera está compuesto por la conducción o conducciones desde el rechazo de las membranas de ósmosis inversa hasta el mar. Antes de su vertido, es normal que disponga de una serie de difusores cuya misión es asegurar una buena mezcla con el agua del mar y así mantener el ecosistema marino. [86][87][88]

El tratamiento de fangos y efluentes está compuesto de diferentes procesos en los cuales se concentra el residuo extraído del pretratamiento y postratamiento antes de su envío al destino final, que en muchas ocasiones es un vertedero.

Para completar la descripción de una planta desaladora típica es necesario añadir toda la obra civil de la misma, los equipos eléctricos que alimentan cada una de las máquinas de la instalación, y el sistema de control que se encarga del funcionamiento de la misma.

### **2.6.2. Influencia de la conversión del proceso de osmosis inversa en el diseño del resto de procesos de una planta desaladora**

El tamaño del postratamiento es independiente de la conversión del proceso de ósmosis inversa, pero para el resto de procesos, tiene una influencia muy grande.

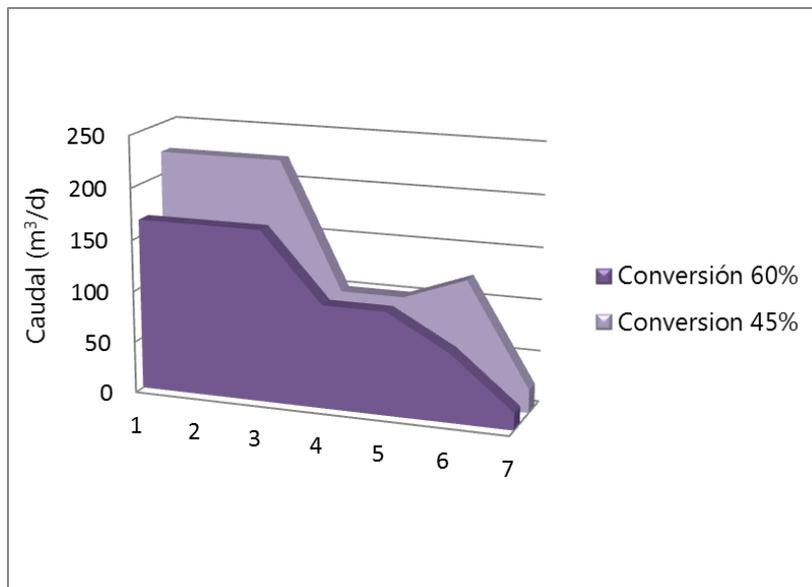
Un aumento de la conversión conlleva una reducción del tamaño los siguientes procesos:

- Captación del agua de mar
- Pretratamiento
- Acondicionamiento químico
- Sistema de rechazo de salmuera
- Tratamiento de fangos y efluentes

La figura 2.36 y la tabla 2.4 muestran a modo de ejemplo la influencia que tiene pasar de una conversión del 45% a una conversión del 60% en el diseño de una instalación que produce 100 m<sup>3</sup>/d. El diseño del pretratamiento con una conversión del 60% es un 25% menor que si se realiza el diseño con una conversión del 45%

Caudales (m <sup>3</sup> /d)							
Captación (1)	Pretratamiento (2)	Acondicionamiento químico (3)	Conversión OI	Postratamiento (4)	Agua tratada (5)	Rechazo (6)	Fangos (7)
222	222	222	45%	100	100	122	22
167	167	167	60%	100	100	67	17
25%	25%	25%		0%	0%	45%	25%

**Tabla 2.4:** Influencia de la conversión en el tamaño de los procesos de una desaladora



**Figura 2.36:** Influencia de la conversión en el tamaño de los procesos de una desaladora



# CAPÍTULO 3

## ESTADO DEL ARTE DE LA DESALACION DE AGUA DE MAR

### RESUMEN

---

*La desalación de agua de mar ha tenido una evolución muy importante en los últimos 50 años, en los cuales la tecnología predominante ha ido cambiando de una época a otra. En las primeras décadas los procesos termales dominaban la desalación hasta que los avances en la tecnología de ósmosis inversa han hecho que esta última sea la técnica más utilizada en la actualidad.*

*La primera parte de este capítulo muestra la evolución de la capacidad de agua desalada en las últimas décadas, tanto a nivel nacional como mundial, así mismo, muestra datos porcentuales del tipo de agua bruta utilizada para desalar agua, y la evolución de las diferentes tecnologías hasta llegar a día de hoy en donde la ósmosis inversa representa un 65% del total.*

*La evolución de la desalación de agua de mar ha tenido y sigue teniendo como objetivo principal la reducción del consumo energético del  $m^3$  de agua producida, y en este sentido, la ósmosis inversa al tener el menor consumo de todas las tecnologías ha logrado una posición predominante. En los últimos 15 años, los avances en esta tecnología han estado enfocados en la evolución y mejora tanto de las membranas de ósmosis inversa como de los recuperadores de energía asociados a este proceso.*

*La segunda parte de este capítulo analiza la evolución de las membranas desde sus orígenes el siglo pasado hasta la*

*actualidad, mostrando las modificaciones en los materiales, en las dimensiones de las membranas así como el aumento de la superficie activa de los módulos estándar; la evolución en la mejora del rechazo de sales, el aumento de caudal de permeado, el aumento en la presión máxima que soportan las membranas o los diseños híbridos en los cuales se utilizan diferentes tipos de membranas en serie, son otras de las mejoras logradas en los últimos años. Actualmente, continúa la investigación con mejoras en membranas denominadas de ultra-baja energía o diseño y construcción de membranas con nanocompuestos.*

*Dado que esta tesis está basada en obtener un proceso de muy alta conversión, se ha realizado un amplio estudio analizando la conversión de las plantas desaladoras existentes en España y a nivel mundial en las últimas décadas. La tercera parte de este capítulo muestra como no existen diferencias entre desaladoras nacionales o internacionales, ni diferencias por el tamaño de las mismas, concluyendo que la mayor parte de las instalaciones tiene una conversión entre el 40 y el 50%. Existen algunos datos aislados de desaladoras con conversiones superiores a estos valores, pero con un diseño y en unas condiciones de operación muy diferentes al proceso propuesto en esta investigación.*

*La evolución de los equipos de recuperación de energía de la salmuera, ha sido y sigue siendo otro de los puntos de constante investigación, logrando en la actualidad, unos rendimientos muy superiores a las primeras máquinas instaladas.*

*Para diseñar un proceso como este es preciso conocer las características del agua tratada que se quiere conseguir, y en este sentido, esas características pueden evolucionar como ocurre con los parámetros de calidad de agua que marcan las normativas nacional e internacionales, o incluso organismos como la Organización Mundial de la Salud. Esta evolución se ha tenido en cuenta en esta tesis, utilizando los valores que están vigentes en la actualidad.*

*En la parte final de este capítulo se incluyen casos prácticos con diagramas de proceso de instalaciones en operación que producen agua desalada mediante ósmosis inversa.*

---

## 3.1. CAPACIDAD DE AGUA DESALADA

### 3.1.1 Capacidad histórica

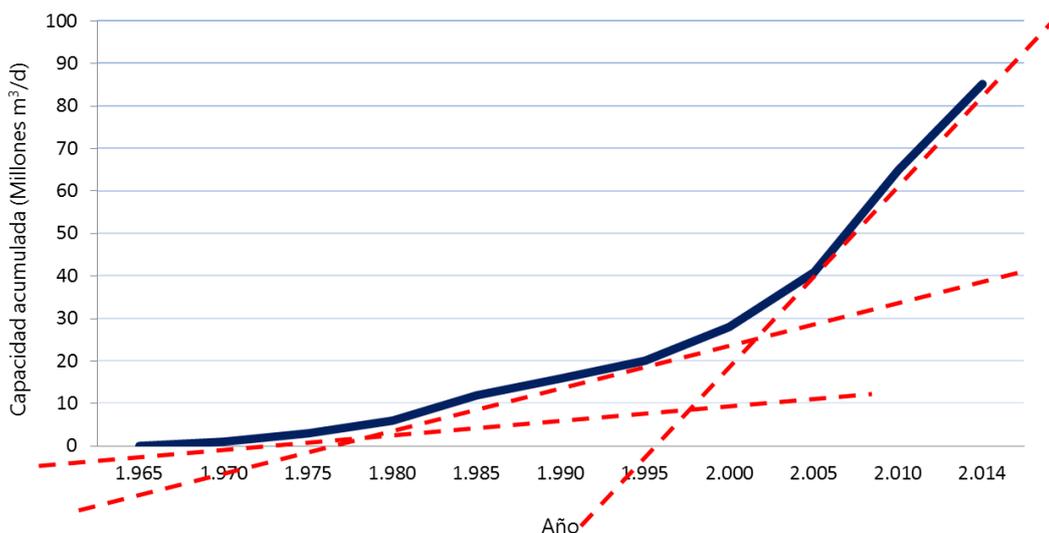
Las primeras referencias sobre desalación datan de hace muchos siglos; escritos del viejo testamento (Vetus, M. Dc XXVIII – Éxodo) sobre el año 1500 A.C., de Thales de Mileto (640-546 A.C) o de Aristóteles (384-322 A.C.) son algunos ejemplos [89][90].

Desde un punto de vista práctico, aunque a finales del siglo XIX existían pequeñas instalaciones de desalación por destilación, no es hasta después de la segunda guerra mundial cuando comienza su desarrollo a escala industrial con la construcción de las primeras desaladoras. En 1950, se instaló en Kuwait una desaladora mediante destilación de 450 m<sup>3</sup>/d; en 1960, en Freeport Texas se construyó una planta con tecnología MED que producía 3.785 m<sup>3</sup>/d, en 1962 se instaló la primera planta comercial por electrodiálisis reversible en Webster-Dakota del Sur, en EEUU con una caudal de 950 m<sup>3</sup>/d, y un año más tarde, en Roswell Nuevo México se construyó una planta con tecnología vapor compresión. En esa época, se estudiaron también procesos de desalación por congelación, como la planta instalada en Clear Water Florida, en EEUU, pero se vio la inviabilidad económica y se abandonó [91].

En 1974, en la isla de Bermuda se construye la primera desaladora comercial por ósmosis inversa, con una producción de 40 m<sup>3</sup>/d [92].

En el caso de Europa, la primera planta desaladora se construye en 1.964, en la isla de Lanzarote con una producción de 2.300 m<sup>3</sup>/d, aunque utilizaba un proceso de evaporación del tipo MSF. En el caso de España, la primera planta con tecnología de membranas de ósmosis inversa, se construye en Fuerteventura a finales de los años setenta; era una planta de agua salobre de 80 m<sup>3</sup>/d. La primera planta desaladora de agua de mar utilizando membranas de ósmosis inversa se construye en Lanzarote en 1983, con una capacidad de 500 m<sup>3</sup>/d [93]

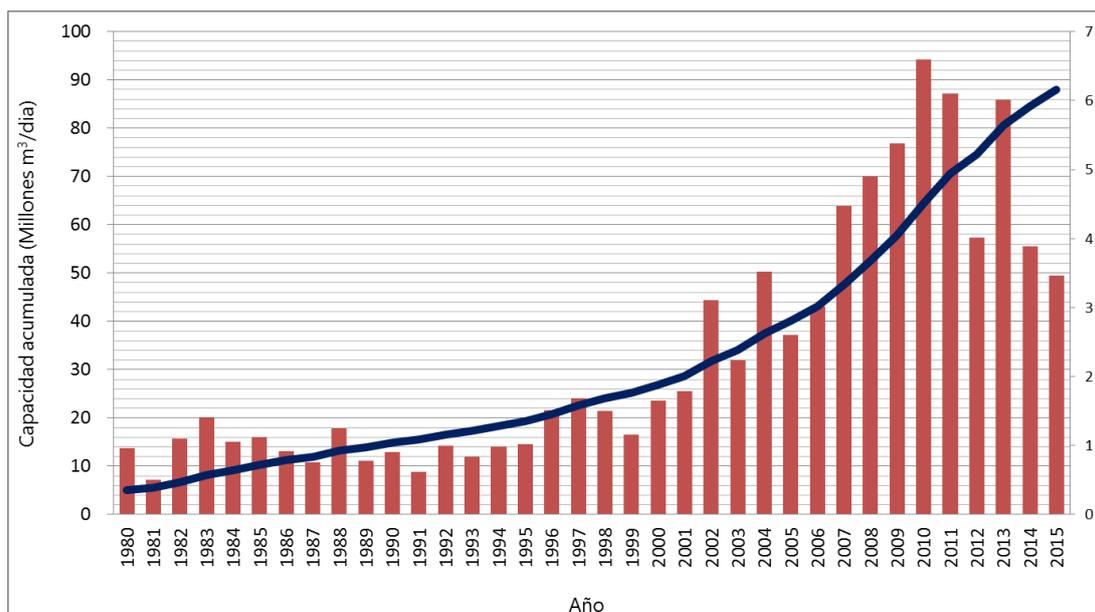
Analizando la capacidad de agua desalada en todo el mundo, desde 1965 hasta la actualidad, se observan tres periodos principales: un periodo inicial entre 1.965 y 1.980 donde la desalación de agua de mar avanza lentamente; un periodo intermedio entre 1.980 y 2.000 en el que se incrementa la capacidad de producción; y un tercer periodo, desde el año 2.000 hasta la actualidad en el cual la ósmosis inversa se consolida como la tecnología principal para desalar agua de mar y su crecimiento es muy elevado, con plantas que alcanzan producciones de 500.000 m<sup>3</sup>/d [94]. En 2015, la capacidad total instalada de agua desalada es de 86,5 millones de m<sup>3</sup> al día [95].



**Figura 3.1:** Capacidad mundial de agua desalada puesta en marcha desde 1965 [94]

### 3.1.2 Capacidad desde 1980 hasta la actualidad

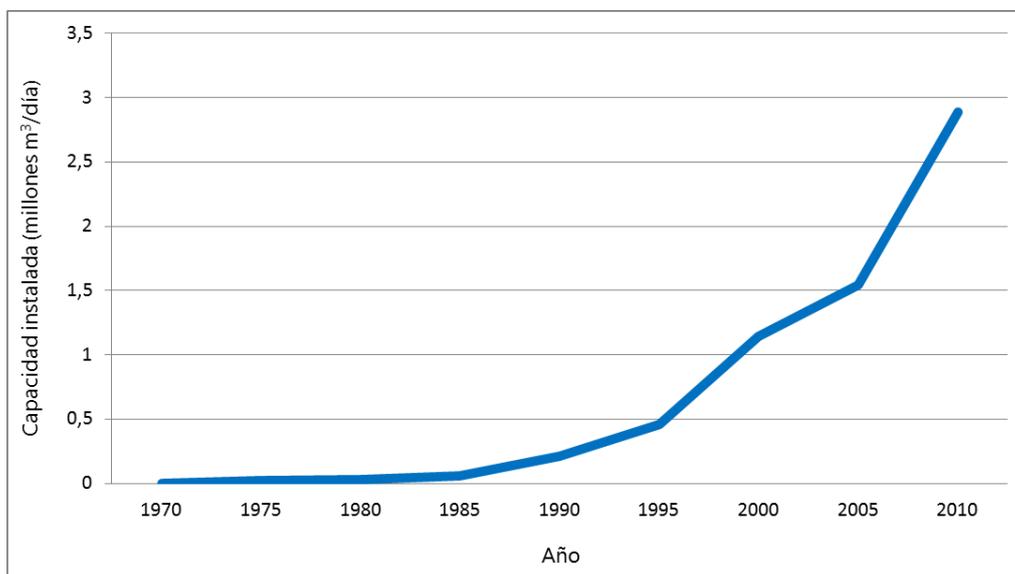
Analizando las plantas desaladoras construidas y puestas en operación durante los últimos 30 años, se observa como a partir del año 2000 el crecimiento a nivel mundial ha sido espectacular, como muestra la siguiente figura:



**Figura 3.2:** Capacidad de agua desalada instalada en el mundo (1980 – 2015)) [95]

La evolución en España ha sido similar a la evolución a nivel mundial. En el año 2000, la capacidad de producción de agua desalada era de aproximadamente 1,2 millones de  $\text{m}^3/\text{d}$  con 750 plantas desaladoras construidas. En 2005, el número de desaladoras era de 950 con una capacidad de producción de 1,5 millones de  $\text{m}^3/\text{d}$ . A partir de ese año, se desarrolla el denominado Plan Hidrológico Nacional que culmina en 2010 con una capacidad de producción de agua desalada de 2,8 millones de  $\text{m}^3/\text{d}$ , lo que coloca a España como el cuarto país del mundo en capacidad de producción de agua desalada [96].

La siguiente figura muestra la evolución de la capacidad instalada de agua desalada en España entre 1970 y 2010:

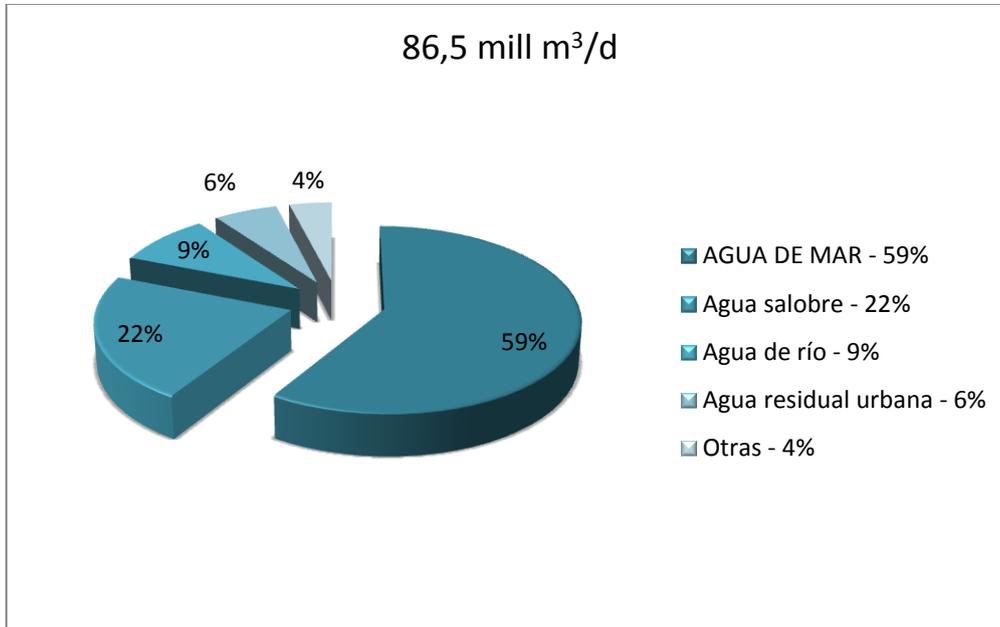


**Figura 3.3:** Capacidad de agua desalada instalada en España (1970 – 2010) [97].

### 3.2. TIPO DE AGUA BRUTA UTILIZADA

El agua de alimentación, o agua bruta, utilizada en las plantas que desalan agua en todas las regiones del planeta tiene muy diversas procedencias. Por un lado está el agua de mar, donde la salinidad tiene los valores más elevados entre todos los tipos de agua. Pero también existen otro tipo de plantas que se alimentan de agua con valores de salinidad mucho menores, como es el agua de los ríos, el agua residual urbana, el agua salobre o el agua procedente de procesos industriales.

Esta tesis está basada en un origen de agua procedente del mar, la cual en la actualidad representa el mayor porcentaje de agua bruta con respecto al total de plantas existente en el mundo.



**Figura 3.4:** Capacidad de agua desalada mundial por tipo de agua bruta (2015) [95]

En plantas de agua salobre, con salinidad de agua bruta baja (menor de 15.000 mg/l) es normal encontrar procesos con una conversión entre el 60% y el 85%. Esto no ocurre en plantas desaladoras de agua de mar donde rara vez se encuentran procesos con conversiones superiores al 50%

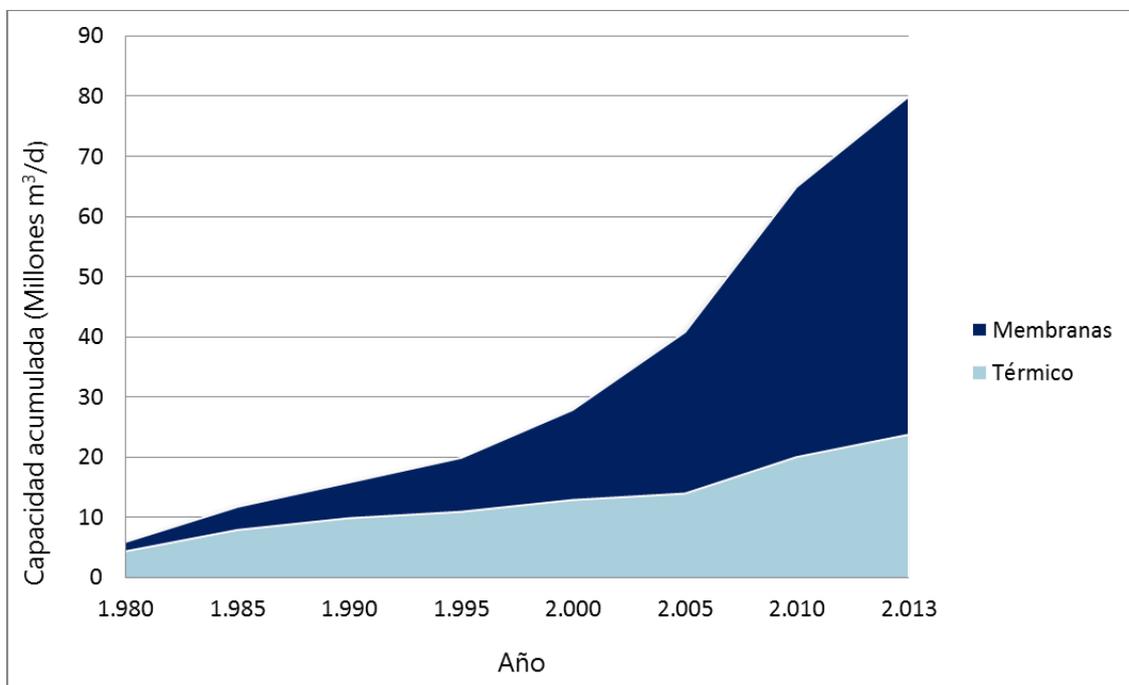
### 3.3. EVOLUCION DE LAS DIFERENTES TECNOLOGIAS DE DESALACION EN LOS ULTIMOS 30 AÑOS

En el capítulo 2, se mostraron las distintas tecnologías para desalar agua de mar. En este apartado se da una visión sobre el grado de utilización de cada una de ellas, así como la evolución en los últimos años de las mismas.

Los procesos térmicos (MSF, MED, y vapor compresión) proporcionaban la tecnología principal en las plantas desaladoras de agua de mar hasta los años noventa, en cambio a partir de esa fecha, los avances en el conocimiento de la

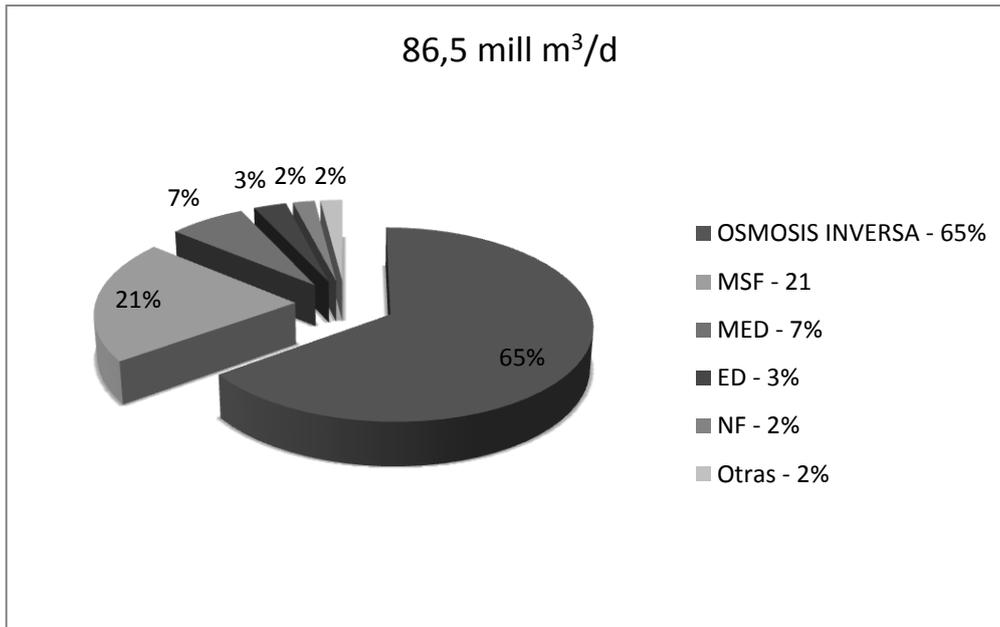
tecnología de ósmosis inversa, la mejora de las membranas y el menor consumo energético provocan un cambio en la tendencia del proceso de desalación a utilizar, de manera que a partir del año 2.000 la capacidad de las plantas desaladoras por ósmosis inversa ya era superior a la capacidad de instalaciones con procesos térmicos [98][99].

Hoy en día, los procesos MSF o MED tienen cierta cuota de mercado en países con un precio barato de la energía como Oriente Medio, o en ampliaciones de plantas existentes con dicha tecnología. Por lo demás, la tecnología de membranas es mayoritaria. Según datos de 2013, la capacidad instalada a nivel mundial con procesos mediante membranas era de 56,1 mill m<sup>3</sup>/d frente a los 23,8 mill m<sup>3</sup>/d con procesos térmicos [94]



**Figura 3.5:** Capacidad de agua desalada instalada con procesos termales frente a procesos con membranas (1980 – 2013) [94]

Profundizando un poco más en las diferentes tecnologías, es decir, ósmosis inversa, MSF, MED, Electrodialisis y Nanofiltración, en 2014, la tecnología con más capacidad instalada en el mundo es la ósmosis inversa representando un 65% de dicha capacidad.



**Figura 3.6:** Capacidad de agua desalada instalada por tecnología (2015) [95]

### 3.4. EVOLUCIÓN DE LAS MEMBRANAS DE OSMOSIS INVERSA DE AGUA DE MAR

#### 3.4.1. Evolución histórica de las membranas de agua de mar

Los primeros estudios acerca de las membranas datan del siglo XVIII, realizados por JA Nollet, el cual utilizaba la palabra ósmosis para describir el permeado del agua a través de un diafragma, estableciendo los principios básicos de dicho proceso [100].

Durante el siglo XIX y principios de XX se realizaron numerosos descubrimientos científicos relacionados con los procesos de membrana, como los trabajos de H. Dutrochet sobre flujos de líquidos a través de barreras permeables (1827), la ley de difusión de Fick a través de membranas (1855), los trabajos de W. Pfeffer acerca de la presión osmótica utilizando una membrana semipermeable artificial (1877), la teoría de la presión osmótica de J.H. Van't Hoff (1887), la ecuación de transporte electrolítico de Nerst-Planck (1889), el modelo teórico de Einstein acerca de la presión osmótica y el desplazamiento cuadrático medio (1905) o la teoría de equilibrio de membrana en presencia de electrolitos de Donnan (1911) [52].

Aunque a principios del siglo XX comienza el desarrollo de las membranas, como por ejemplo Bechhold (1908) creando un método para fabricar una membrana sintética impregnando un filtro de papel con una disolución de nitrocelulosa en ácido acético glacial, no es hasta después de 1950 cuando comienza el desarrollo industrial de las mismas, debido al avance en la química de los polímeros sintéticos.

Entre 1953 y 1959, C.E. Reid y J.E. Bretón fueron los primeros en utilizar la ósmosis inversa para desalar agua de mar, trabajando en la Universidad de Florida

A partir de 1960, se produce una revolución a nivel comercial cuando Loeb y Sourirajan [101] obtienen una membrana asimétrica para ósmosis inversa basada en acetato de celulosa. Esta membrana integral con morfología anisótropa estaba compuesta por una capa fina de película densa soportada sobre una capa porosa de mayor grosor, ambas del mismo material. Estas membranas asimétricas ofrecían valores de caudal de permeado mucho mayores que las existentes manteniendo la misma selectividad.

A finales de los años sesenta, J. Westmoreland y D.T. Bray inventaron la configuración espiral de las membranas.

En 1967, DuPont desarrollo la membrana la membrana de fibra hueca fabricada con una poliamida aromática.

Posteriormente, J.E. Cadotte, entre 1970 y 1980 mejoró las membranas integrales, depositando una película fina de polímero sobre un material soporte de un material diferente, creando las membranas compuestas de capa fina.

A partir de 1980, existían 3 tipos de configuraciones de membranas de ósmosis inversa: membranas de arrollamiento espiral, membranas de fibra hueca y membranas tubulares, estas últimas similares a las de fibra hueca pero con un diámetro interior de la membrana superior. En la actualidad, la mayoría de las membranas son compuestas de capa fina y tienen una configuración de arrollamiento espiral.

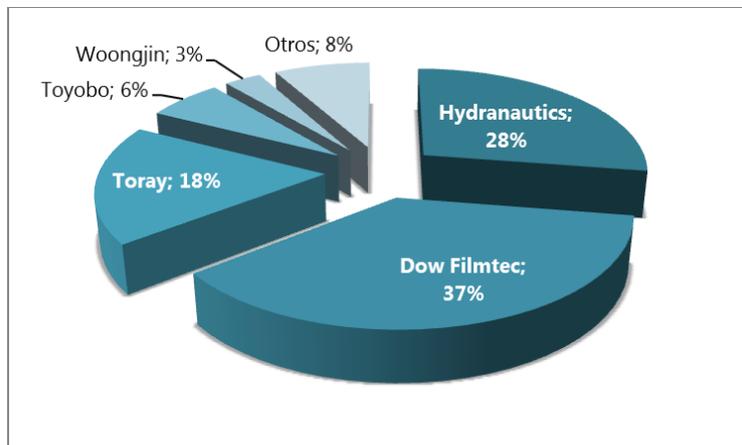
El desarrollo tecnológico de estas membranas es debido a los fabricantes de las mismas. La siguiente muestra las principales membranas de ósmosis inversa de agua de mar a día de hoy:

Fabricante	Producto	Tamaño	Material	Naturaleza	Configuración
Dow Filmtec	SW30	8" x 40"	Poliamida aromática	Compuesta de capa fina	Arrollamiento espiral
Toray	TM-820				
Hydranautics	SWC				
LG Water solutions	LG SW	8" x 40"	Poliamida con nanocompuestos	Compuesta de capa fina	Arrollamiento espiral
Toyobo	Hollosep	(*)	Triacetato de celulosa	Asimétrica	Fibra hueca

(\*) Diferentes tamaños dependiendo de la aplicación: 11" x 59", 13,5" x 103", 15,35" x 113", y otros

**Tabla 3.1:** Principales fabricantes de membranas de OI de agua de mar (2015)

Existen otros fabricantes de membranas como Koch, General Electric, Woongjin, Vontron o Daicel, pero su cuota de mercado es marginal. Más del 80% de las desaladoras de agua de mar por ósmosis inversa llevan membranas Dow Filmtec, Toray o Hydranautics.



**Figura 3.7:** Porcentaje del mercado global de membranas (2009-2010) [102]

En las membranas compuestas de capa fina, la capa activa y el sustrato microporoso que le sirve de soporte son de materiales diferentes. La membrana consta de tres capas, capa activa (superior), lecho soporte de la capa activa (intermedia) y el tejido reforzado responsable de la resistencia mecánica de la membrana (inferior) [54].

Estas membranas son la evolución tecnológica de las integrales y presentan, frente a estas últimas, las siguientes ventajas [56] [57]:

- cada una de las tres capas puede desarrollarse y optimizarse por separado, adecuando cada una a su trabajo específico.
- Se puede variar a voluntad el espesor de la capa activa adecuándolo a las necesidades específicas de la aplicación.
- Puede alterarse la porosidad de la capa activa y, por tanto, su porcentaje de rechazo de sales así como el flujo de permeado, en función de las necesidades.

Las ventajas de las membranas compuestas de capa fina han dado lugar a una evolución muy importante durante los últimos 20 años. Los principales avances han sido los siguientes:

- Desarrollo de nuevos monómeros para formar la capa fina de las membranas
- Aumento de la superficie activa para un mismo tamaño de membrana
- Aumento del rechazo de sales de las membranas
- Aumento del caudal de permeado de las membranas
- Aumento de la presión soportada por las membranas
- Obtención de membranas de ultra-baja energía
- Adición de nanocompuestos para mejorar las propiedades

La labor investigadora de los fabricantes de membranas más importantes no ha parado durante estos años y continúa hoy en día. La mayoría de ellos, han seguido una evolución similar. A continuación, se describe el estado actual de las membranas de ósmosis inversa de agua de mar utilizadas en esta tesis: las membranas compuestas de capa fina de arrollamiento espiral.

### **3.4.2. Desarrollo de nuevos monómeros para formar la capa fina**

En la actualidad, el desarrollo de nuevas capas activas y lechos soportes, así como el efecto de añadir aditivos a las mismas está centrando los esfuerzos investigadores en este campo.

La capa activa de las membranas compuestas tiene un espesor  $< 0,2 \mu\text{m}$  y se conforma encima de un sustrato poroso. La búsqueda de materiales que

mejoren el rechazo de sales, aumenten la producción, sean más resistentes al ensuciamiento, más resistentes a los reactivos químicos y tengan una mayor estabilidad mecánica y térmica ha dado lugar al desarrollo de monómeros que actualmente se utilizan para formar dicha capa activa; son los siguientes [103]:

Monomero AMINA			Monomero CLORURO DE ACILO		
Abreviatura	Nombre	Peso molecular	Abreviatura	Nombre	Peso molecular
PIP	Piperazina	86,14	TMC	Cloruro de trimesoyl	265,48
MPD	m-Fenilendiamina	108,10	IPC	Cloruro de isophthaloyl	203,02
PPD	p-Fenilendiamina	108,10	ICIC	Cloruro 5-isocianato-isophthaloyl	244,04
SPES-NH <sub>2</sub>	Cardo-poli sulfonada	774,71	mm-BTEC	Cloruro tetraacilo mm-bifenil	404,03
DABA	4-aminofenil benzamida	242,27	om-BTEC	Cloruro tetraacilo om-bifenil	404,03
TEOA	trietanol amina	149,19	op-BTEC	Cloruro tetraacilo op-bifenil	404,03
MDEOA	metil-dietanol amina	119,16	HTC	Cloruro tricarbonil ciclohexano 1,3,5	271,53
CHMA	Ciclohexano bis	142,24	CFIC	Cloruro 5-cloroformyloxy-isophthaloyl	281,48
MMPD	m-fenilendiamina-4-metil	122,17	PTC	Tricloruro Pyradine-2,4,6 tricarbonil	266,50
HFA-MPD	hexafluoroalcohol m-fenilendiamina	530,31			

**Tabla 3.2:** Lista de monómeros utilizados en membranas compuestas de capa fina (2015)

### 3.4.3. Dimensiones de las membranas de agua de mar

Aunque en el mercado existen membranas de fibra hueca con dimensiones muy variadas dependiendo de la calidad del agua bruta utilizada, la mayoría de las membranas de ósmosis inversa de agua de mar que se utilizan en la última década son compuestas de capa fina y arrollamiento espiral. Estas membranas, independientemente del fabricante, tienen las mismas dimensiones: diámetro 8" (203 mm) y longitud 40" (1.016 mm).

Algunos fabricantes han desarrollado, aparte de las membranas de 8", membranas de un tamaño superior (16" principalmente), aunque esto no es realmente una evolución tecnológica, sino más bien una posible evolución en la competitividad comercial.

Históricamente, alrededor de 1980, varios fabricantes comienzan a desarrollar otros tamaños, en concreto 8,5" o 12,75"; pero no es hasta 2003, cuando un grupo formado por los principales fabricantes de membranas crean un consorcio para definir el tamaño de membrana óptimo. Desarrollan un estudio comparando membranas de diámetro 8", 16" y 20" y longitud 40" y los resultados del mismo se muestran en 2004 con el nombre de *"Industry Consortium Analysis of large-diameter reverse osmosis/nanofiltration element diameters"*.

La conclusión es que el tamaño óptimo son membranas de diámetro 16" y longitud 40", con lo que en 2009 muchos fabricantes ya han desarrollado y comercializado ese tamaño, en paralelo con el tamaño habitual de 8" x 40" [104].

En 2007, se pone en funcionamiento en Singapur, la desaladora de PowerSeraya de 10.000 m<sup>3</sup>/d, siendo la primera planta a gran escala del mundo que instala membranas de diámetro 16".

En 2013, la desaladora de Sorek en Israel, con una producción de 624.000 m<sup>3</sup>/d de agua desalada, está construida con membranas de diámetro 16". Es también hasta la fecha, la mayor desaladora por OI del mundo [105].

En 2015, se ha puesto en marcha la desaladora de Busan Gijang, la mayor desaladora de Korea con una producción de 45.460 m<sup>3</sup>/d que cuenta también con membranas de 16" [106].

Como conclusión y desde un punto de vista industrial, la realidad es que, aunque existen algunos ejemplos de instalaciones con membranas de 16", la mayoría de las plantas existentes en las últimas décadas y la mayoría de las que se construyen en la actualidad tienen membranas de diámetro 8".

#### **3.4.4. Evolución en la superficie de las membranas**

Las membranas compuestas de capa fina de arrollamiento espiral de 8" han tenido una gran evolución, en los últimos años en cuanto a su proceso de fabricación, que ha derivado en un mayor aprovechamiento de todo el volumen del módulo. Esto se ha traducido en una mayor superficie de filtración para unas dimensiones totales de membranas similares.

En 1.985, la superficie activa de una membrana de 8" de diámetro y 40" de longitud era de 300 ft<sup>2</sup> (27,8 m<sup>2</sup>). En 1.990, la mejora en el proceso de

fabricación de las membranas hizo posible tener una superficie activa de 380 ft<sup>2</sup> (35,3 m<sup>2</sup>) para una dimensiones totales de la membrana similares (8" x 40").

A partir del año 2.000, este proceso de mejora continua logró aumentar la superficie activa de la membrana hasta los 400 ft<sup>2</sup> (37,1 m<sup>2</sup>) [107]

En la actualidad, las membranas de 8" x 40" con mayor superficie activa son de 440 ft<sup>2</sup> (40,8 m<sup>2</sup>)

### 3.4.5. Evolución en el rechazo de sales

En los últimos 30 años, las membranas de ósmosis inversa de agua de mar han tenido una evolución constante: en 1.985 el rechazo de sales de las membranas variaba entre el 99,1% y 99,4%, diez años después, el rechazo alcanzaba valores de 99,6%. En 2015, las membranas con mayor porcentaje en rechazo de sales tienen unos valores alrededor del 99,8% [108]

Fabricante	Modelo	Rechazo de sales estabilizado	Rechazo de sales mínimo	Fuente
Dow-Filmtec	SW30XHR - 440i	99,82%	99,70%	<i>Dow Filmtec</i>
Hydranautics	SWC4 Max	99,80%	99,70%	<i>Hydranautics Nitto Group Cpmpany</i>
Toray	TM820K - 440	99,86%	99,50%	<i>Toraywater</i>
LG Water Solutions	LG SW 440 GR	99,85%	99,70%	<i>LG Water Solutions</i>

**Tabla 3.3:** máximo rechazo de sales según fabricantes de membranas (2015)

[109] [110] [111] [112]

### 3.4.6. Evolución en el caudal de permeado de las membranas

Otras de las evoluciones importantes en los últimos 30 años ha sido el aumento del caudal de permeado de las membranas, lo cual está íntimamente ligado a la

producción de agua tratada y al consumo eléctrico específico por cada m<sup>3</sup> de agua tratada (Kwh/m<sup>3</sup>).

En 1.985, el caudal de permeado de las membranas estaba alrededor de 6.000 gpd (22,7 m<sup>3</sup>/d). En 1.900, el caudal de permeado había aumentado hasta los 8.000 gpd (30,3 m<sup>3</sup>/d) y en 2.005, ya existían membranas con 9.000 gpd (34,1 m<sup>3</sup>/d).

En los últimos 5 años, las membranas con mayor caudal de permeado se encontraban en el rango entre 9.900 y 12.000 gpd (37,5 – 45,4 m<sup>3</sup>/d) [108].

En la actualidad, con la aparición de las membranas denominadas de ultra-baja energía, el caudal de permeado alcanza valores entre 12.000 y 17.000 gpd (45,4 – 64,3 m<sup>3</sup>/d)

La siguiente tabla muestra los últimos avances de los principales fabricantes de membranas a nivel mundial, mostrando el caudal de permeado de cada una de ellas.

Fabricante	Modelo	Caudal de permeado		Fuente
		gpd	m <sup>3</sup> /d	
Dow-Filmtec	SW30ULE-440i	12.000	45,4	<i>Dow Filmtec</i>
Dow-Filmtec	SEAMAX	17.000	64,3	<i>Dow Filmtec</i>
Hydranautics	SWC6 - LD	12.000	45,4	<i>Hydranautics Nitto Group Cpmpany</i>
Hydranautics	SWC6 Max	13.400	50,7	<i>Hydranautics Nitto Group Cpmpany</i>
Toray	TM800G-440	11.000	41,6	<i>Toraywater</i>
LG Water Solutions	LG SW 440 ES	15.070	57,0	<i>LG Water Solutions</i>

**Tabla 3.4:** máximo caudal de permeado según fabricantes de membranas (2015)

[109] [110] [110] [111]

### 3.4.7. Membranas de ultra-baja energía

La evolución en el caudal de permeado descrito en el punto anterior ha dado lugar a la creación de las membranas denominadas de ultra-baja energía (tabla 3.3).

Para una presión de alimentación fija, estas membranas permiten obtener una producción de agua desalada mayor que otras membranas. Si se mantiene fija la producción de agua desalada, que es lo más habitual, estas membranas necesitan una menor presión de trabajo lo cual se traduce en un menor consumo energético de la bomba de alta presión que alimenta el proceso de ósmosis inversa y que representa, normalmente, el mayor consumidor de una desaladora.

Estas membranas tienen un paso de sales mayor que el resto de membranas, por lo que, a la hora de diseñar un proceso de OI es necesario tener en cuenta la calidad de agua tratada y los límites máximos permitidos. En este sentido, cuanto mayor sea la temperatura de funcionamiento y menor sea la concentración de sólidos del agua a tratar más difícil será la utilización de este tipo de membranas. Del mismo modo, cuantas más membranas en serie se coloquen en un mismo tubo de presión, más difícil será mantener un buen balance hidráulico en el interior de cada tubo; un mal balance hidráulico quiere decir que las primeras membranas trabajan a un flujo muy elevado y las últimas a un flujo reducido, con el consiguiente envejecimiento prematuro de las primeras.

Por esta razón, este tipo de membranas se pueden instalar en aplicaciones específicas con una temperatura de funcionamiento baja y condiciones de agua tratada no muy restrictivas; o en diseños en los cuales se combinan con otro tipo de membranas para lograr, por un lado la calidad de agua deseada, y por otro lado un balance hidráulico adecuado.

### 3.4.8. Evolución en la presión de trabajo de las membranas

La presión máxima de trabajo de las membranas ha dado un salto importante alrededor de 1995. En esos años, los fabricantes de membranas diseñaban módulos con superficies de 320, 370 y 380 ft<sup>2</sup> que admitían una presión máxima de trabajo de **69 bar** (1.000 psi).

Posteriormente, se desarrollaron membranas que admitían una presión de trabajo de **83 bar** (1.200 psi), que es la presión que admiten las membranas de superficie 400 ft<sup>2</sup> y las actuales de 440 ft<sup>2</sup>

En 1999, Toray sacó al mercado una membrana (SU-820BCM) denominada "Membrana de ósmosis inversa de conversión del rechazo" diseñada especialmente para tratar el rechazo de una primera etapa de ósmosis inversa, la cual admitía una presión hasta 100 bar. Esta membrana se instaló en su planta piloto en Japón y en varias instalaciones más alrededor del año 2000 [113]. En la

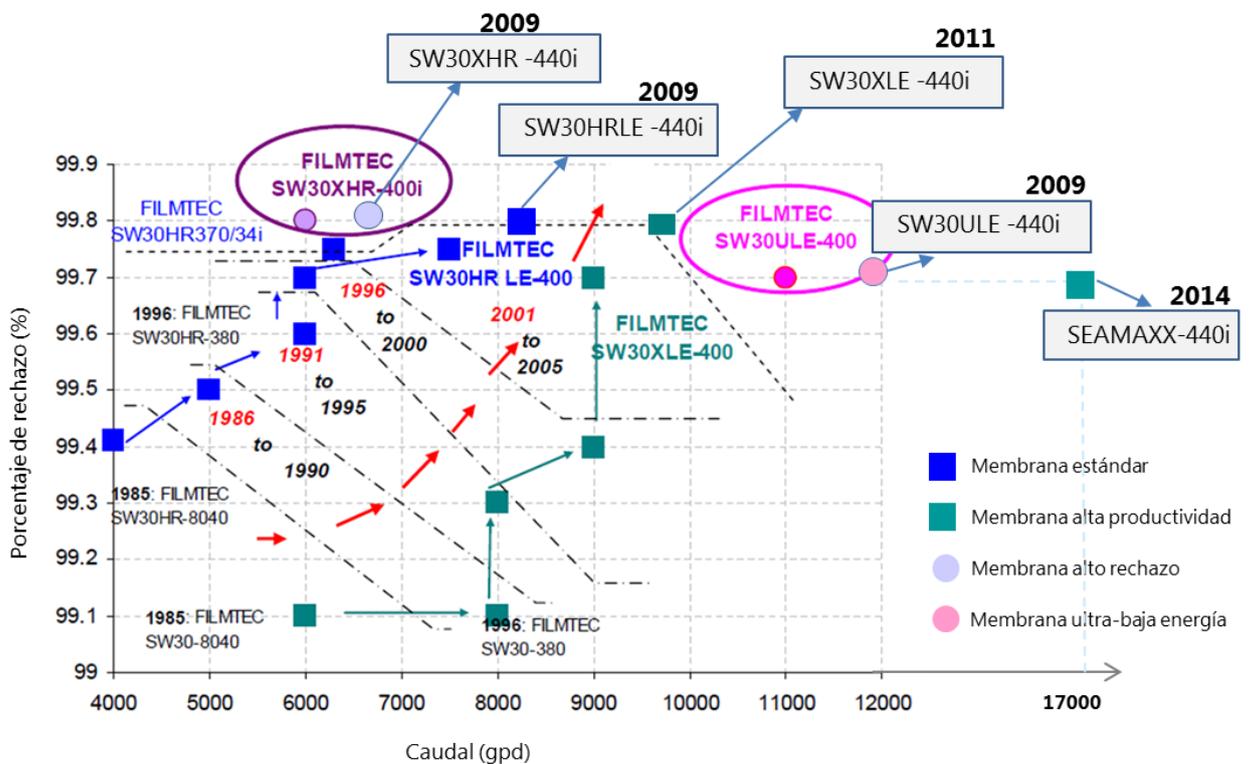
actualidad, esta membrana no se encuentra dentro del listado de productos de Toray, y se fabrica de manera específica si es necesario en una instalación existente.

Hoy en día, la presión máxima de trabajo de las membranas que se pueden “denominar estándar” se encuentra en 83 bar.

### 3.4.9. Evolución rechazo sales vs caudal de permeado

En los puntos anteriores se ha mostrado la evolución de un solo parámetro de las membranas, ya sea rechazo de sales, caudal de permeado o la superficie de la misma. A la hora de diseñar un proceso de ósmosis hay que tener en cuenta todos ellos en conjunto.

La siguiente gráfica muestra de manera conjunta todos estos parámetros así como la evolución a través de los años, de las principales membranas de ósmosis inversa de uno de los mayores fabricantes de membranas de OI a nivel mundial (Dow Filmtec) [114]. Dicha gráfica ha sido obtenida con los datos publicados en 2010 [108] añadiendo las nuevas membranas que existen en la actualidad [115].



**Figura 3.8:** Evolución histórica del rechazo de sales y caudal de permeado en membranas DOW Filmtec

### 3.4.10. Membranas con nanocompuestos

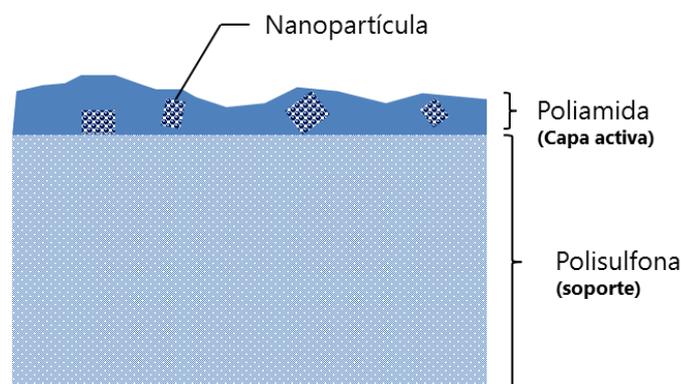
En los últimos años, se han desarrollado nuevos materiales con el objetivo de aumentar la permeabilidad de las membranas y reducir el consumo energético, manteniendo un rechazo de sales adecuado. Aunque hay estudios con hojas de óxido de grafito o nanotubos de carbono, hasta la fecha solo se han comercializado membranas compuestas de capa fina con estructura mejorada con nanopartículas de zeolita [116] [117].

Estas membranas, conocidas habitualmente por las siglas anglosajonas TFN (*Thin Film Nanocomposite membranes*) están formadas con una estructura de 3 capas: Una capa activa fina y densa con un espesor típico de 100 nm, una capa fina intermedia de aproximadamente 40  $\mu\text{m}$  y una capa soporte porosa. La incorporación de nanocompuestos se realiza en la capa activa.

Inicialmente, estas membranas utilizaban nanopartículas de zeolita Linde tipo A, aunque durante la comercialización se consideró la adición de metales alcalinotérreos, cloruro de trimesoil monohidrolizado u otros aditivos moleculares para mejorar el flujo, mantener el rechazo de sales y dotar a las membranas de propiedades anti-ensuciamiento (en literatura anglosajona anti-fouling)[118].

Ensayos piloto con membranas compuestas de capa fina con nanopartículas inorgánicas incorporadas en la capa activa comparadas con membranas compuestas de capa fina tradicionales mejoran la permeabilidad, el rechazo de sales es similar, menor rechazo de boro y permiten mayor flujo de trabajo [119].

Alrededor del 2009, ha aparecido en el mercado un nuevo fabricante de membranas que incluyen nanocompuestos en la composición de las mismas. En estos últimos 5 años, ocho plantas desaladoras han instalado sus membranas con resultados satisfactorios [57] [120] [121].



**Figura 3.9:** Ilustración de una membrana con nanopartículas [122]

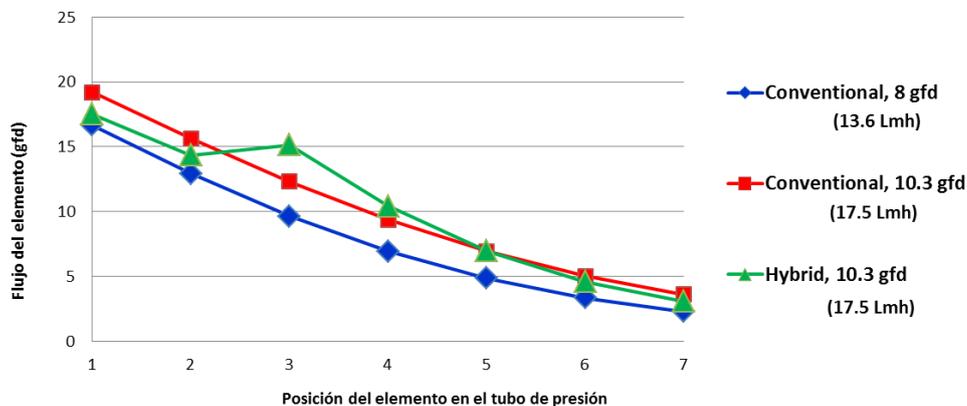
### 3.4.11. Diseños híbridos

Todos estos avances de las membranas descritos anteriormente permiten realizar desde hace unos años diseños híbridos similares a los que se realizaban en plantas de agua salobre anteriormente.

Un diseño híbrido consiste en instalar distintos tipos de membranas en serie, es decir, distintos tipos de membranas en un mismo paso, ya sea en diferentes etapas o en el mismo tubo de presión.

Disponer de membranas con distinto porcentaje de rechazo de sales y distinta permeabilidad permite trabajar a presiones diferentes y obtener calidades de permeado muy distintas.

Utilizar membranas con diferentes características en el interior de un tubo de presión permite obtener un flujo más equilibrado en cada una de las membranas del mismo, así como la posibilidad de obtener calidades de permeado diferente si se extrae el agua osmotizada de los primeros elementos de tubo y de los últimos de manera independiente. De un modo similar, trabajar con membranas diferentes en distintas etapas permite obtener calidades de permeado diferentes y trabajar a presiones distintas en cada etapa [123].



**Figura 3.10:** Balance hidráulico – diseño convencional vs híbrido [124]

Esta gráfica muestra tres diseños de OI diferentes con siete membranas por tubo de presión en todos ellos; dos diseños convencionales, es decir con el mismo tipo de membrana en las siete posiciones, y un diseño híbrido con las dos primeras posiciones con un tipo de membrana y las cinco posiciones siguientes con otro tipo distinto. Los diseños convencionales funcionan a flujos

medios de 8 gfd y 10,3 gfd y el diseño híbrido a 10,3 gfd. Para llegar a este flujo medio, el reparto hidráulico es tal que las primeras membranas del tubo de presión trabajan a un flujo mayor y las últimas posiciones a un flujo menor, de manera que las primeras membranas tienen un mayor riesgo potencial de sufrir ensuciamiento cuanto mayor sea su flujo de funcionamiento.

Analizando el comportamiento de las dos primeras posiciones, el flujo de funcionamiento con el diseño convencional y flujo medio global 10,3 gfd da un flujo en esa membrana de 20 gfd; en cambio, el diseño híbrido que tiene un flujo global medio también de 10,3 gfd, da un flujo en esa membrana de 16 gfd, que es el mismo flujo que un diseño convencional con flujo global medio de 8 gfd.

La conclusión, es que el comportamiento de las primeras posiciones de un diseño híbrido es menos forzado que el de un diseño convencional permitiendo un mejor reparto hidráulico en el interior del tubo de presión y evitando el ensuciamiento prematuro de las primeras membranas.

### **3.5. ANALISIS DE LA CONVERSION DEL PROCESO DE OSMOSIS EN LAS INSTALACIONES CONSTRUIDAS EN LOS ULTIMOS 30 AÑOS**

Dado que esta tesis tiene como objetivo diseñar un proceso de desalación de agua de mar por ósmosis inversa con conversiones superiores al 60%, se ha realizado un estudio bibliográfico de las instalaciones construidas en los últimos 40 años.

Se han analizado plantas tanto en España como en el resto del mundo. Así mismo, el estudio contempla plantas de tamaños muy diferentes, desde desaladoras que tratan menos de 5.000 m<sup>3</sup>/d hasta instalaciones que superan los 600.000 m<sup>3</sup>/d. El anexo IV muestra los detalles de cada una de ellas.

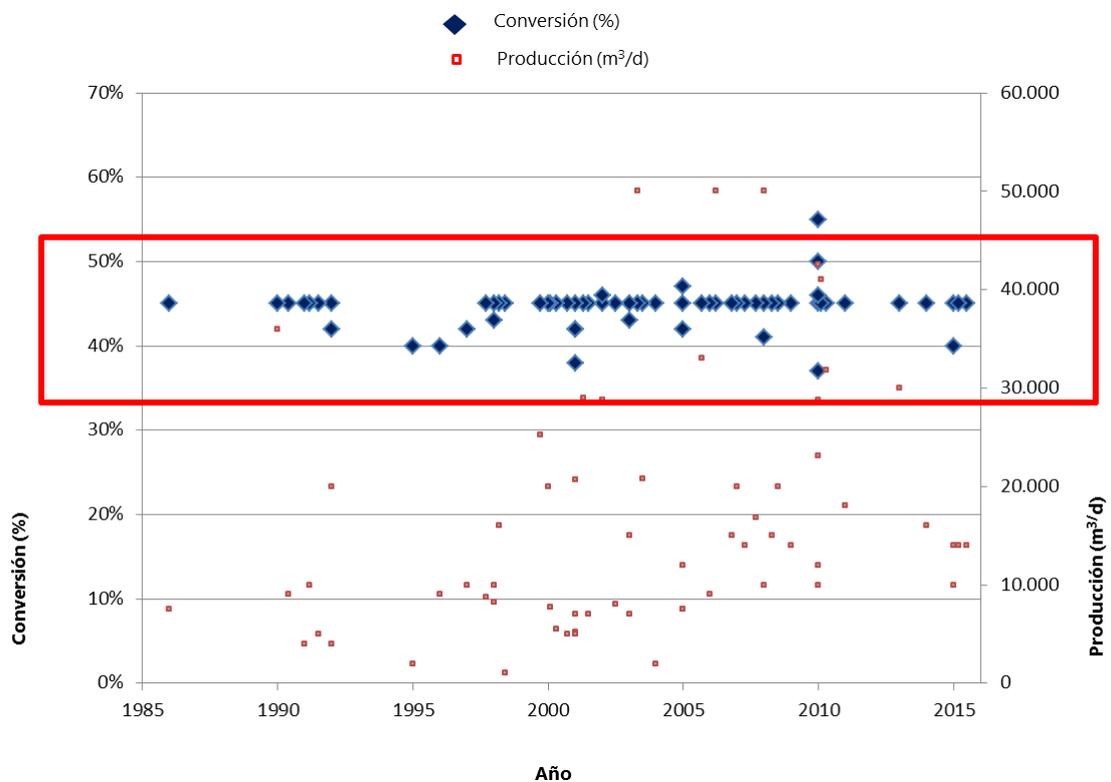
En total. Se han recopilado datos de 165 desaladoras que en conjunto producen alrededor de 12 millones de m<sup>3</sup> de agua desalada al día.

Al final de este punto, se analiza el proceso de algunas de las desaladoras de agua de mar por ósmosis inversa que trabajan con la mayor conversión en todo el mundo

### 3.5.1. Conversión de las desaladoras en España

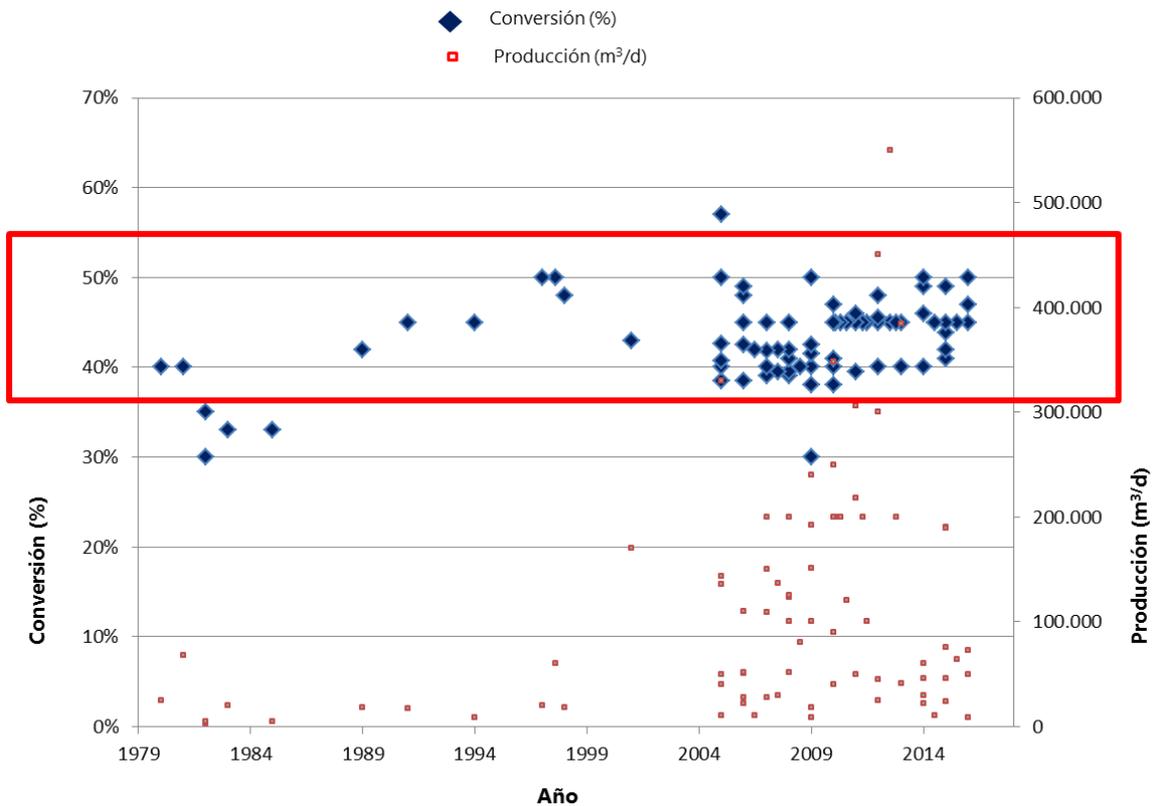
Las siguientes figuras muestran la conversión de distintos tamaños de desaladoras españolas puestas en marcha a lo largo de los últimos 30 años. Se han dividido en plantas con una producción mayor de 50.000 m<sup>3</sup>/día y planta con un tamaño inferior a ese valor.

En total son 20 desaladoras de tamaño superior a 50.000 m<sup>3</sup>/d con una producción diaria total de algo más de 2 millones de m<sup>3</sup>, y 65 desaladoras de tamaño inferior a 50.000 m<sup>3</sup>/d con una producción diaria total de algo más de 1 millón de m<sup>3</sup>



**Figura 3.11:** Conversión de desaladoras de menos de 50.000 m<sup>3</sup>/d en España





**Figura 3.13:** Conversión de desaladoras en el resto del mundo

### 3.5.3. Casos prácticos de procesos de desalación por ósmosis inversa con conversiones superiores al 50%

Se ha realizado un amplio análisis bibliográfico buscando desaladoras de agua de mar mediante membranas de ósmosis inversa que trabajen a conversiones superiores al 50%, y se han encontrado muy pocas referencias.

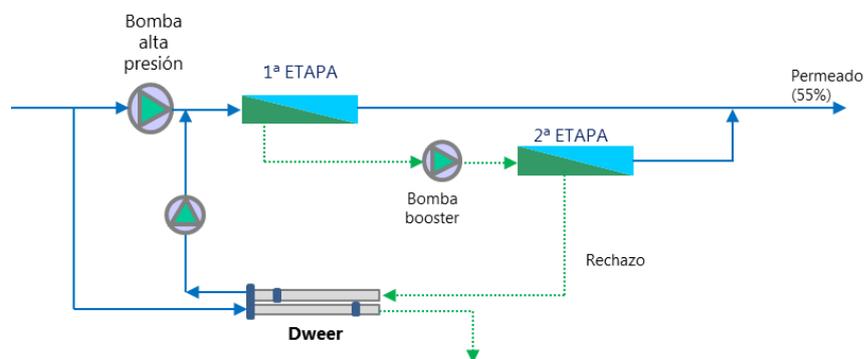
En todas ellas, el proceso es distinto al propuesto en esta tesis. En unos casos, los artículos hablan de conversiones solo de una parte del proceso y no del total, en otros casos, el proceso incluye un tipo de membrana específica que trabaja a una presión más elevada, y en otros casos, las características de agua de entrada son para un punto de funcionamiento muy concreto, al contrario que esta tesis, que pretende diseñar un proceso que incluya características de agua de mar muy distintas.

A continuación se describen los procesos más interesantes encontrados:

### 3.5.3.1. Caso práctico: Desaladora de Sagunto

La desaladora de Sagunto (Valencia) tiene una producción de 22.900 m<sup>3</sup>/d y se puso en marcha en 2012. Tiene una conversión del 55% trabajando a temperaturas entre 14 y 28°C y con una salinidad media de entrada de 38.500 mg/l.

El diseño del proceso de ósmosis se compone de dos etapas, cada una de ellas con membranas compuestas de capa fina de arrollamiento espiral de tamaño estándar 8" x 40" y con una presión máxima de 83 bar. La primera etapa con membranas TM820A y la segunda TM820R, ambas del fabricante Toray. El rechazo de la segunda etapa pasa por un sistema de recuperación de energía tipo Dweer [125]



**Figura 3.14:** Diagrama de flujo de la desaladora de Sagunto (Valencia)

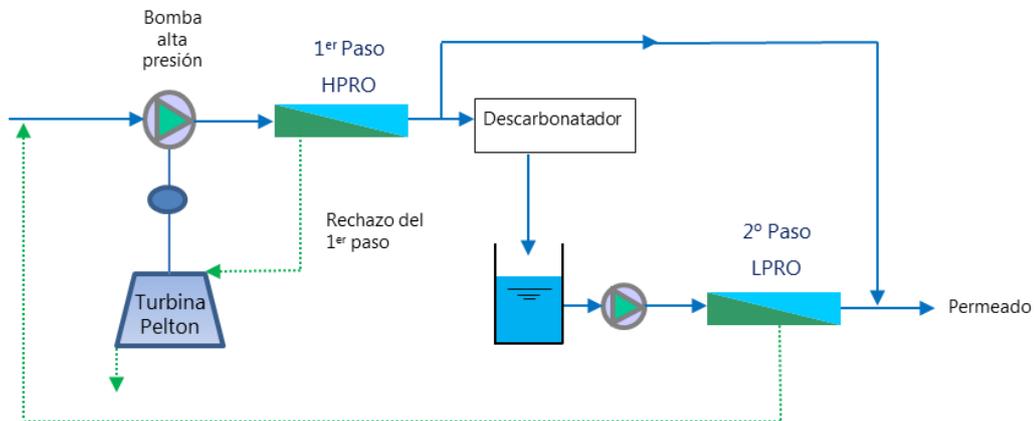
### 3.5.3.2. Caso práctico: Desaladora de Fukuoka (Japón)

Es una desaladora de 50.000 m<sup>3</sup>/d puesta en marcha en 2005 que tiene un proceso de ósmosis inversa en 2 pasos, denominados HPRO ("High Pressure Reverse Osmosis") al primer paso y LPRO ("Low Pressure Reverse Osmosis") al segundo paso. Se puede encontrar bibliografía en la cual resalta que el proceso HPRO tiene una conversión del 60%

La conversión total del proceso tiene que tener en cuenta la conversión no solo del primer paso sino también del segundo paso, que es del 80%, por lo que la conversión global del proceso es del orden del orden 55-57%. Datos medidos a temperatura de 30°C demuestran una conversión del 55%

Otra de las diferencias de esta planta con el resto de las desaladoras es que tiene un primer paso con membranas de diámetro 10" en lugar del

más habitual (8") de material triacetato de celulosa en vez de una poliamida aromática y el número de membranas en serie por cada tubo de presión son cuatro. [126]



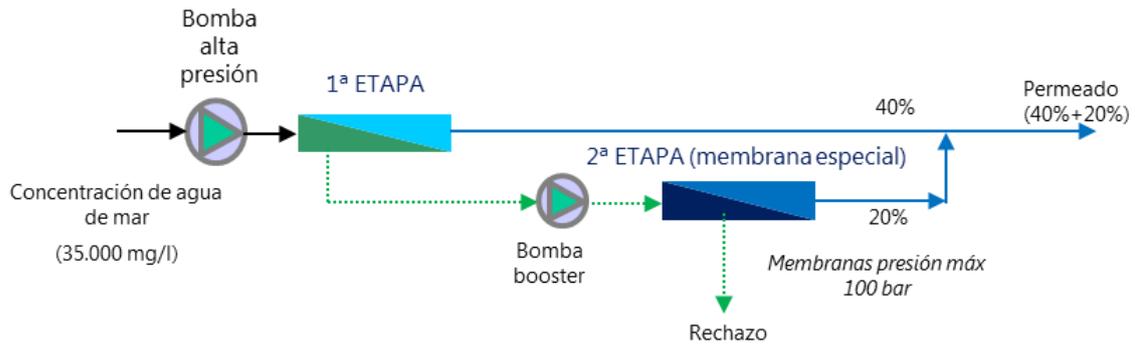
**Figura 3.15:** Proceso de la desaladora de Fukuoka (Japón) [126]

La necesidad de un segundo paso es debida a que con un único paso el proceso no consigue la calidad requerida, por ejemplo la salida de boro en el primer paso es del orden 2,5- 4 mg/l cuando la calidad requerida es de 1,5 mg/l

### 3.5.3.3. Caso práctico: Desaladora de Maspalomas

En 1999, la empresa Toray saca al mercado una membrana específica para tratar el rechazo de una primera etapa de ósmosis inversa en una segunda etapa. Esta membrana, admitía una presión de 100 bar, superior a la presión de las actuales membranas de ósmosis inversa.

Durante ese año, se ponen en marcha varias pequeñas instalaciones con conversiones que varían entre 57 y 60%, como Tortola, en el Caribe (690 m<sup>3</sup>/d), Kochi, en Japón (480 m<sup>3</sup>/d), KAE Curacao, en Antillas Holandesas (5.700 m<sup>3</sup>/d) y Maspalomas, en Gran Canaria (4.500 m<sup>3</sup>/d) [113]



**Figura 3.16:** Diagrama de flujo típico del sistema de conversión del rechazo en dos etapas de Toray [113]

La información encontrada sobre este sistema no indica el rango de validez del mismo en cuanto a salinidad y temperatura, aunque sí que especifica que permite obtener un 60% de conversión con agua de mar de una concentración de 35.000 mg/l. No queda claro cuál es la conversión máxima cuando se trabaja con un agua de mar de concentraciones entre 35.000 y 40.000 mg/l.

Tal y como se indica en el punto 3.4.8, en la actualidad, la membrana en la que está basado este proceso no se fabrica más que como repuesto en las plantas existentes

Este proceso, es distinto al propuesto en esta tesis y además está basado en una membrana que funciona a una presión superior a las membranas estándar actuales.

### 3.6. EVOLUCION DE LOS SISTEMAS DE RECUPERACION DE ENERGIA ASOCIADOS A UN PROCESO DE OSMOSIS INVERSA

La salmuera, o rechazo del proceso de ósmosis inversa es un caudal con alta concentración en sales disueltas y una elevada presión. Esta presión se puede recuperar de manera que el consumo energético de todo el proceso se reduzca.

Las primeras plantas industriales, entre 1970 y 1980, no disponían de equipos que recuperasen la presión de la salmuera. Hoy en día, es habitual que las plantas desaladoras de agua de mar dispongan de un sistema de recuperación

de energía único, modulado de la manera más óptima de cara a la operación de la instalación.

En las últimas décadas, ha existido una evolución muy importante en estos sistemas de recuperación de energía, aumentando, paulatinamente, el rendimiento en el aprovechamiento de la salmuera y reduciendo en consecuencia el consumo energético de este tipo de procesos. Esta evolución ha tenido lugar principalmente en cuatro tecnologías:

- Turbinas de contrapresión, bombas inversas y turbinas Francis
- Turbocharger
- Turbinas Pelton
- Intercambiadores de presión

Los primeros equipos de recuperación de energía utilizados alrededor de 1980 fueron las turbinas Francis o las bombas inversas debido a su simplicidad y facilidad de operación. Las turbinas de contrapresión, en realidad, eran bombas centrífugas de cámara partida a las que se había modificado la hidráulica para que funcionasen en sentido contrario. Estos equipos permitían rendimientos máximos del 77% de la energía de la salmuera [93]

Alrededor de 1985 y en paralelo con el desarrollo de las turbinas Pelton aparece un sistema denominado Turbocharger. Este equipo transfiere la energía hidráulica de un fluido, la salmuera, a otro fluido, la alimentación. Ambos fluidos tienen presiones y caudales diferentes y no es necesario ningún aporte de energía exterior. El turbocharger consiste en una turbina hidráulica y una bomba, en el cual se transfiere la presión de la salmuera incrementando la presión de alimentación. Este equipo consigue eficiencias máximas del orden del 70% [127].

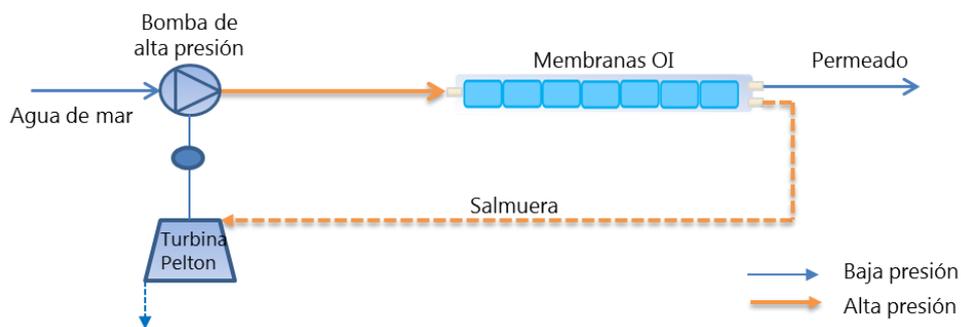
En los años siguientes y hasta alrededor del 2005, las turbinas Pelton se convirtieron en el equipo recuperador de energía más instalado debido a varios factores: una mejora importante en la recuperación de energía, alcanzando el rango del 80- 90%, la curva de operación de la turbina Pelton es un área, con lo cual permite variaciones en la presión de entrada a la turbina sin que afecte al rendimiento y por último, no necesita una contrapresión en la descarga como en el caso de las bombas inversas, y por tanto, no pierde parte de la energía de la salmuera.

Estos equipos funcionan de manera similar a la turbina Francis pero con una eficiencia mayor. El caudal de salmuera con una presión elevada alimenta la turbina Pelton produciendo energía eléctrica; este equipo está acoplado al motor que alimenta la bomba de alta presión (figura 3.17) de manera que la

potencia de dicho motor es menor a la que sería necesario si no tuviese acoplada la turbina, debido a la energía recuperada [128].

Tanto las turbinas Francis como las Pelton tienen la desventaja de una doble conversión energética, es decir, primero una conversión de energía hidráulica de la salmuera a energía mecánica en el eje de la turbina, y segundo una conversión de energía mecánica en la turbina a energía eléctrica en el motor.

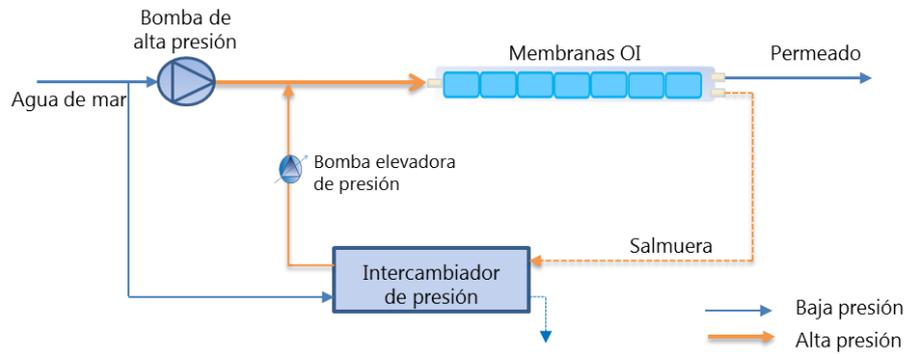
En la actualidad, es una tecnología disponible con rendimientos cercanos al 90% [129] aunque la mayoría de las plantas desaladoras nuevas no están diseñadas con esta tecnología.



**Figura 3.17:** Recuperación de energía mediante turbina Pelton

Aunque su desarrollo es anterior, a partir del año 2000 empezaron a aparecer los actuales sistemas de recuperación de energía. Inicialmente se denominaron sistemas de desplazamiento positivo y hoy en día se les conoce como intercambiadores de presión o cámaras isobáricas.

Dentro de este nombre podemos agrupar diferentes equipos que se basan en el mismo principio: la presión de las salmuera empuja el agua de mar a lo largo de un cilindro transmitiendo a esta toda la presión que lleva. La manera en la cual se realiza este empuje da lugar a los diferentes aparatos de recuperación de energía, ya sea poniendo en contacto directo dos líquidos (agua de mar y salmuera) o mediante un elemento sólido (pistón) entre ambos.



**Figura 3.18:** Recuperación de energía mediante intercambiador de presión

El rendimiento de estos equipos se encuentra actualmente entre el 95 y el 98% y en la actualidad existen dos tecnologías predominantes: ERI y DWEER. Existen otras tecnologías con menos implantación a nivel mundial como son Osmorec, Aqualyng o RO Kinetics.

Las principales diferencias entre todos ellos, son el tipo de contacto entre el agua de mar y la salmuera, ya sea directo o mediante pistón; el sistema utilizado para igualar la presión entre la impulsión de la bomba de alta presión y la salida del equipo recuperador de energía, bien mediante una bomba elevadora de presión o mediante una válvula reguladora y el porcentaje de mezcla entre el agua de mar y la salmuera, que varía entre el 6% de los primeros recuperadores hasta el 0% que especifica hoy en día algún fabricante [7] [130] [131] [132] [133]

De todos los equipos recuperadores de energía, el PX "Pressure Exchanger" de ERI es el equipo más instalado en la última década. El equipo que funciona según el esquema de la figura 3.18, está formado por un rotor cerámico que gira a velocidades entre 500-2.000 rpm y convierte directamente la energía hidráulica de la salmuera en energía hidráulica del caudal de alimentación al proceso de ósmosis inversa.

Después de varias generaciones de equipos PX - ERI, en 2003 aparece la cuarta generación de estos equipos rotativos con el PX-220 trabajando a caudales de 50 m<sup>3</sup>/h por equipo. Al igual que otros recuperadores de energía, la instalación se realiza con varios equipos en paralelo de manera que se pueda adaptar el funcionamiento a caudales superiores. La eficiencia de estos equipos era de 95%, siendo las pérdidas de eficiencia debidas a la compresión del agua (1%), fricción (2%) y caudal de lubricación (2%). Respecto al porcentaje de mezcla, es decir, incremento de salinidad de agua de entrada al realizar la transferencia de energía de la salmuera al agua de aporte, un valor típico era el 2,5% [134].

En 2006, más de 400 desaladoras de todo el mundo tenían instalados o especificados equipos recuperadores de energía ERI con una capacidad de

producción de agua desalada de 1,8 millones de m<sup>3</sup>/d [135]. Desde entonces hasta la actualidad, se han desarrollado diferentes modelos como PX-260 y el PX-300. El último modelo, el más eficiente, es el PX-Q300 [136]

Hoy en día, todas estas tecnologías están en pleno proceso de investigación y desarrollo para lograr equipos más eficientes aún, con el mínimo porcentaje de mezcla y las mínimas necesidades de lubricación.

### **3.7. AVANCE EN REACTIVOS QUIMICOS**

El crecimiento de la industria de la ósmosis inversa ha sido tan rápido entre 1995 y 2010 que ha fomentado la investigación buscando la mejor solución aunando efectividad, robustez y economía. En este sentido, los reactivos químicos se han ido adaptado a los nuevos procesos. Esta adaptación se ha realizado de tres maneras: modificando las dosis necesarias en función del proceso, modificando la frecuencia de utilización del mismo como en el caso de la cloración de entrada a una planta desaladora que ha pasado de ser en continuo a una dosificación en choque, y por último, la utilización de nuevos reactivos químicos, como los inhibidores de incrustaciones que han ido mejorando y adecuando a los nuevos diseños [137].

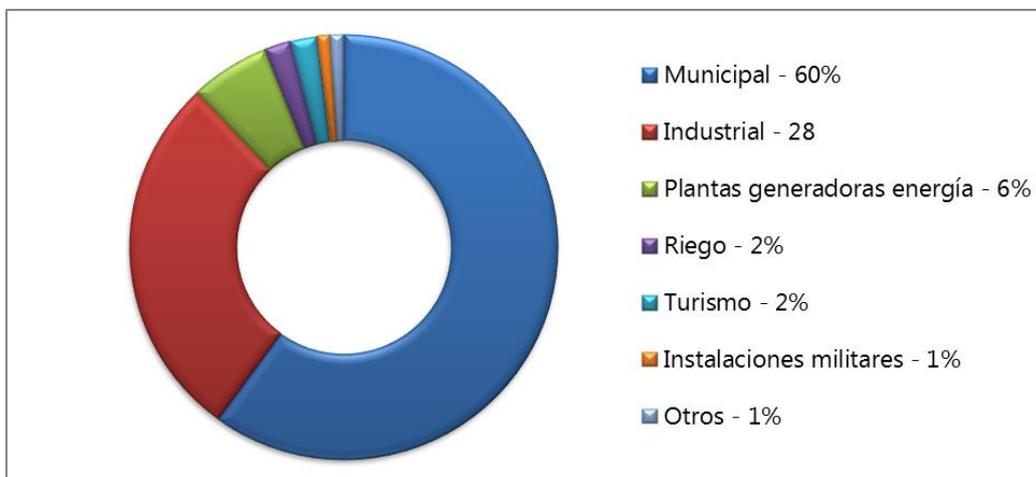
Cuando aumenta la conversión de un proceso de desalación, aumenta la concentración del rechazo debido a la reducción de caudal del mismo de manera que se puede producir la precipitación de distintas sales, como carbonatos, sulfatos, fluoruros, óxidos metálicos o sílice, en el interior de las membranas. Para evitar estas precipitaciones, que podrían deteriorar las membranas, desde hace años se están desarrollando productos anti-incrustantes que limitan la formación de estas sales. Estos reactivos de distintos tipos como poliacrilatos, organofosfontos o hexametáfosfato de sodio [138] actúan sobre la formación de los cristales, impidiendo su aparición y manteniendo los iones en sobresaturación en el agua.

El avance y desarrollo de nuevos productos inhibidores de incrustaciones va en paralelo con los nuevos procesos y las necesidades de los mismos. Si se modifican las condiciones de funcionamiento como pueden ser temperatura, pH o conversión, es necesario seleccionar el reactivo químico adecuado y posteriormente optimizar la dosis de funcionamiento [139].

### 3.8. CALIDAD DE AGUA DESALADA

La calidad del agua desalada es diferente dependiendo del uso final, ya sea para consumo humano, para utilizarla en la agricultura o en un proceso industrial.

En el caso de un proceso industrial, la calidad del agua desalada varía mucho dependiendo del tipo de industria en la cual se utilice. En el caso de agua municipal para consumo humano, la calidad es similar de unos países a otros y normalmente está regulada por una normativa específica. Adicionalmente, la Organización Mundial de la Salud (OMS), publica periódicamente una guía con los compuestos presentes en el agua potable que podrían causar problemas en la salud si superasen unos valores máximos recomendados.



**Figura 3.19:** Capacidad mundial instalada por tipo de uso del agua desalada [94]

Con respecto al agua municipal para consumo humano, que es la principal utilidad del agua desalada como se observa en la gráfica anterior, a continuación se analizan tres fuentes de información diferentes: por un lado la Normativa actual Española para agua de consumo humano [140], por otro lado, la Normativa Europea de agua para consumo humano [141] y por último, la Guía de la OMS para la calidad de agua potable [142].

Si se analiza el valor de los sólidos disueltos totales (medidos como conductividad) y los dos iones mayoritarios del agua, es decir sodio y cloruros; se observa que el valor máximo en el agua de tratada es el mismo tanto en la normativa española como en la normativa Europea.

- Conductividad: 2.500  $\mu\text{S}/\text{cm}$  (\*)
- Cloruros: 250 mg/l

- Sodio: 200 mg/l

La OMS no ha propuesto para estos parámetros un valor guía basado en la salud; simplemente indica valores a partir de los cuales una persona podría detectarlos al beber agua por el sabor de la misma. Para el sodio el valor es 200 mg/l, para cloruros es 250 mg/l, y en el caso de los sólidos disueltos totales, considera que por encima de 1.000 mg/l empieza a no ser agradable, considerando menos de 600 mg/l como un agua de buena calidad.

Otro de los compuestos que merece la pena analizar es el Boro debido a que en la primera década del siglo XXI tuvo una gran repercusión en el diseño de plantas desaladoras por ósmosis inversa. Esto fue debido a que a la hora de diseñar una instalación con este proceso, el factor limitante era la eliminación de boro en el mismo.

Teniendo como perspectiva los últimos 60 años, las OMS publicó en 1958, 1963 y 1971 las *"International Standards for drinking water"* y en ninguna de ellas hizo referencia al Boro. La primera edición de las Directrices de calidad de agua para consumo humano (*Guidelines for drinking water*) fue publicada en 1984 y concluía que no era necesaria ninguna acción para el boro. En las Directrices de calidad, publicadas en 1993 aparecía por primera vez una recomendación de Boro, con un valor de 0,3 mg/l. Posteriormente, se actualizó este valor en 1998 hasta 0,5 mg/l [143] y fue designado como un valor provisional. En la actualidad, la última edición publicada por la OMS es la cuarta [142] y en ella el valor de referencia para el boro es de **2,4 mg/l**.

Con respecto a las normativas española y europea, en la actualidad, ambas fijan **1 mg/l** como el valor como máximo permitido.

---

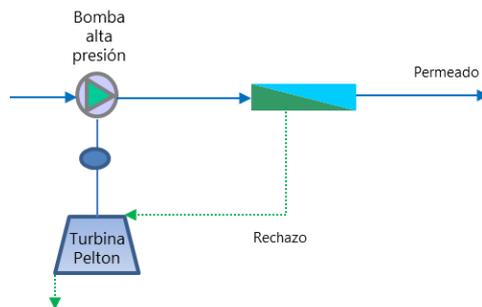
(\*) La relación entre conductividad y sólidos disueltos totales (SDT) depende de la composición química del agua, pero se puede decir que para el permeado de un proceso de ósmosis esta relación es del orden de 0,5, con lo que 2.500  $\mu\text{S}/\text{cm}$  equivalen aproximadamente a 1.250 mg/l [27]

### 3.9. CASOS PRACTICOS: PROCESOS DE DESALACION POR OSMOSIS INVERSA UTILIZADOS EN INSTALACIONES EXISTENTES.

A continuación se incluyen los diagramas de flujo de los procesos de ósmosis utilizados en plantas desaladoras en todo el mundo.

#### 3.9.1. Desaladoras con un paso y una etapa

El esquema siguiente muestra el diagrama de flujo con un solo paso y una sola etapa y con un sistema de recuperación de energía basado en una turbina Pelton.



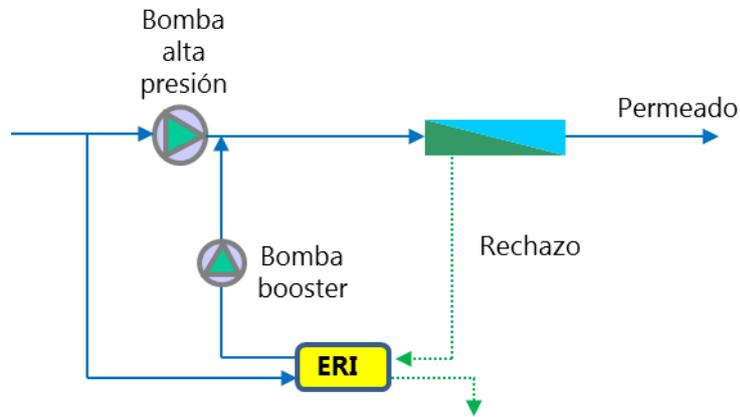
**Figura 3.20:** Proceso de desalación por OI con un paso y una etapa. Recuperación de energía mediante turbina Pelton

Algunas plantas con este proceso de desalación son las siguientes:

Nombre	Localización	Producción (m <sup>3</sup> /d)	Conversión	Año	Membranas por tubo de presión	Ref
Melilla	Melilla	20.000	<b>45%</b>	2007	--	[ 144 ]
Antofagasta	Chile	52.000	<b>48%</b>	2006	7	[ 145 ]
Madinat Yanbu Al-Sinaiyah	Arabia Saudi	50.400	<b>39%</b>	2006	--	[ 144 ]
Alicante I	Alicante	65.000	<b>40%</b>	2006	7	[ 146 ]
Marbella	Malaga	56.000	<b>45%</b>	2005	--	[ 147 ]
Lanzarote 3	Lanzarote	20.000	<b>45%</b>	1992	7	[ 145 ]
Puerto Rosario	Fuerteventura	4.000	<b>45%</b>	1991	--	[ 145 ]

[144][145][146][147]

El esquema siguiente muestra el diagrama de flujo con un solo paso y una sola etapa y con un sistema de recuperación de energía basado en intercambiadores de presión tipo ERI



**Figura 3.21:** Proceso de desalación por OI con un paso y una etapa. Recuperación de energía mediante intercambiador de presión tipo ERI

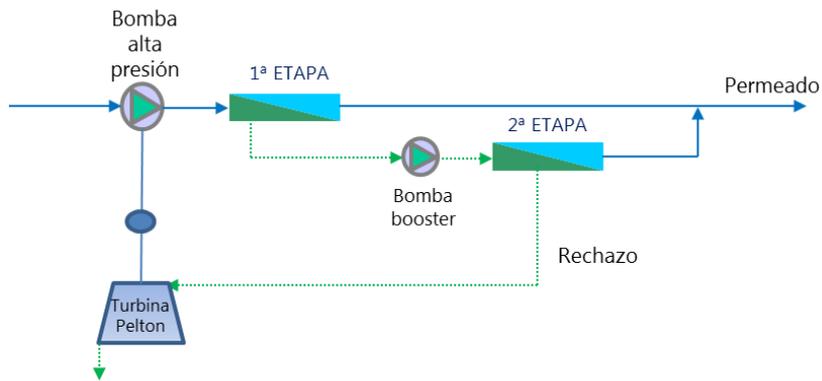
Algunas plantas con este proceso de desalación son las siguientes:

Nombre	Localización	Producción (m <sup>3</sup> /d)	Conversión	Año	Membranas por tubo de presión	Ref
Djerba	Tunez	50.000	<b>45%</b>	Construcción	--	[ 145 ]
Radomiro Tomic	Chile	72.580	<b>47%</b>	Construcción	7	[ 145 ]
Granadilla	Tenerife	14.000	<b>40%</b>	2015	--	[ 144 ]
Ensenada	Mexico	21.600	<b>50%</b>	2014	7	[ 145 ]
Al-Zawrah III	EAU	45.500	<b>40%</b>	2014	--	[ 144 ]
Moncofa	Castellón	30.000	<b>45%</b>	2013	7	[ 145 ]
Harley - San Thomas	Islas Virgenes	12.490	<b>40%</b>	2013	--	[ 148 ]
Cap Djinet	Argelia	100.000	<b>45%</b>	2012	7	[ 145 ]
Mostaganem	Argelia	200.000	<b>45%</b>	2011	7	[ 145 ]
Beni Saf	Argelia	200.000	<b>47%</b>	2010	7	[ 149 ]
Alicante II	Alicante	65.000	<b>43%</b>	2008	7	[ 146 ]
Honaine	Argelia	200.000	<b>45%</b>	2007	--	[ 150 ]
Los Cabos	Mexico	22.000	<b>49%</b>	2006	7	[ 145 ]

[148][149][150]

### 3.9.2. Desaladoras con un paso y dos etapas

El esquema siguiente muestra el diagrama de flujo con un solo paso y dos etapas en serie con una bomba elevadora de presión (“booster”) entre ambas y con un sistema de recuperación de energía basado en una turbina Pelton.



**Figura 3.22:** Proceso de desalación por OI con un paso y dos etapas. Recuperación de energía mediante turbina Pelton

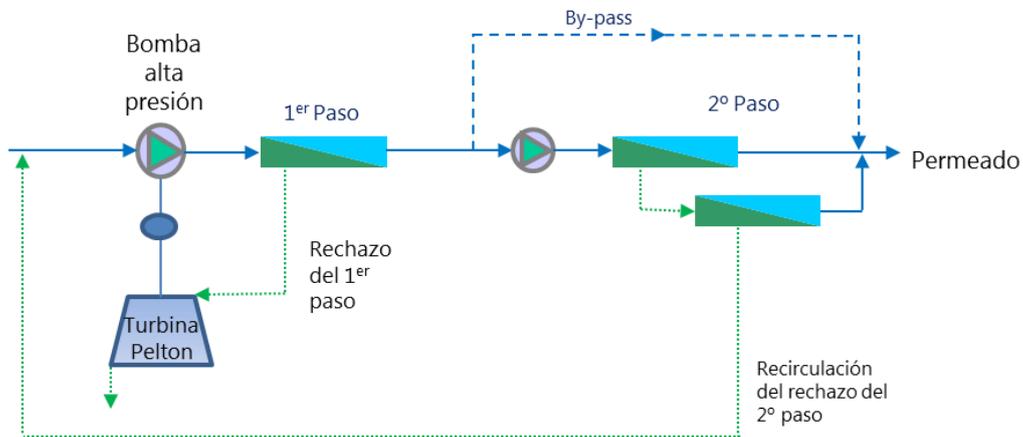
No se han encontrado apenas referencias con esta configuración. La desaladora de Valdeventisco, en Murcia, con una producción de 200.000 m<sup>3</sup>/d y una conversión del 50% se ha construido con este proceso [144].

El punto 3.5.3.1 del presente capítulo describe la desaladora de Sagunto, la cual está diseñada con un proceso con un solo paso y dos etapas, y cuyo sistema de recuperación de energía es un intercambiador de presión tipo Dweer.

### 3.9.3. Desaladoras con dos pasos

La configuración de un proceso de desalación de agua de mar con dos pasos es bastante habitual en las desaladoras construidas en los últimos 10 años debido a las restricciones existentes en materia de Boro. Esta situación ha cambiado en la actualidad, tal y como se indica en el punto 3.8 del presente capítulo, ya que tanto la Organización Mundial de la salud como las normativas de muchos países han modificado el valor máximo permitido en agua tratada por considerarlo demasiado restrictivo.

A continuación se muestran distintos diagramas de flujo de desaladoras existentes con dos pasos. La diferencia entre ellas es el sistema de recuperación energía, ya sea mediante turbina Pelton, ERI o Dweer, y si disponen de un by-pass parcial del segundo paso o no.



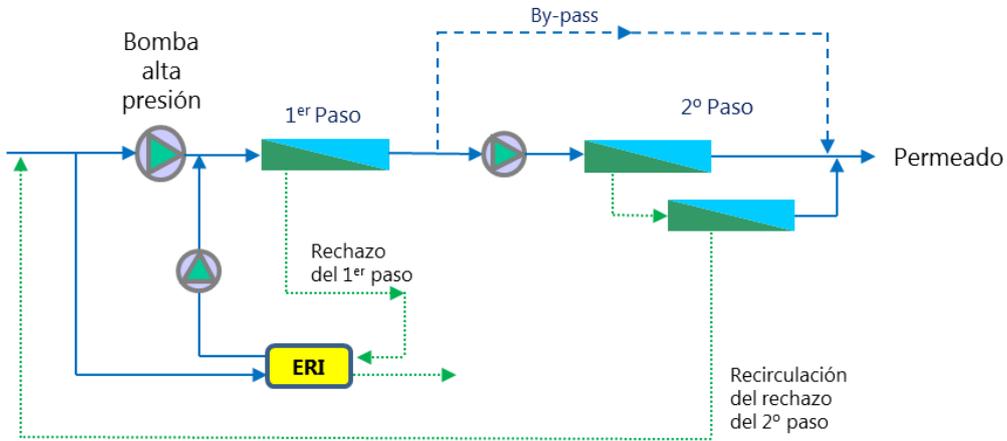
**Figura 3.23:** Proceso de desalación por OI con dos pasos. Recuperación de energía mediante turbina Pelton

Algunas plantas con este proceso de desalación son las siguientes:

Nombre	Lugar	Producción (m <sup>3</sup> /d)	Conversión	Año	Membranas por tubo de presión	By pass	Ref
Curacao	Ant Holandesas	25.000	<b>40%</b>	2012	7	Si	[ 151 ]
Al Dur	Oman	218.000	<b>40%</b>	2011	--	No	[ 94 ]
Kaust	Arabia Saudí	40.000	<b>38%</b>	2010	--	Si	[ 94 ]
Barka II	Oman	123.500	<b>39%</b>	2008	--	No	[ 146 ]
Carboneras	Carboneras	120.000	<b>45%</b>	2002	--	Si	[ 96 ]
Point Lisas	Trinidad	151.400	<b>50%</b>	2009	--	Si	[ 152 ]
Fujairah I	EAU	170.470	<b>43%</b>	2001	--	Si	[ 153 ]
Sta Cruz de Tenerife	Tenerife	20.700	<b>38%</b>	2001	--	--	[ 144 ]

[151][152][153]

El diagrama de flujo siguiente está basado en un recuperador de energía ERI:



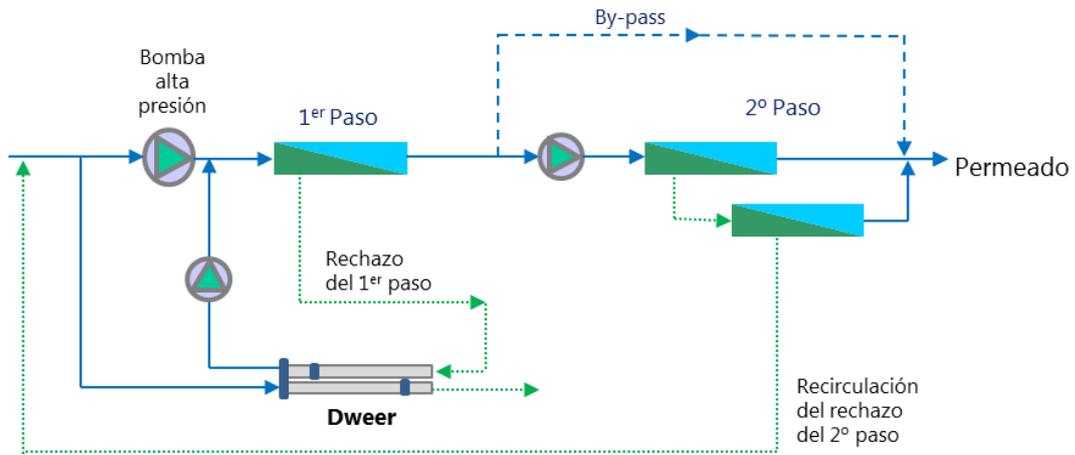
**Figura 3.24:** Proceso de desalación por OI con dos pasos. Recuperación de energía mediante ERI

Algunas plantas con este proceso de desalación son las siguientes:

Nombre	Lugar	Producción (m <sup>3</sup> /d)	Conversión	Año	Membranas por tubo de presión	By pass	Ref
Jorf Lasfar	Marruecos	75.800	<b>45%</b>	2015	--	--	[ 143 ]
Kumkoy	Chipre	24.200	<b>41%</b>	2015	--	--	[ 143 ]
Ashdod	Israel	384.000	<b>45%</b>	2013	7	si	[ 153 ]
Victoria - Melbourne	Australia	450.000	<b>46%</b>	2012	--	--	[ 147 ]
Bajo Almanzora	Almería	60.000	<b>45%</b>	2011	7	--	[ 154 ]
Tordera. Ampliación	Barcelona	57.600	<b>46%</b>	2010	--	si	[ 94 ]
Barcelona	Barcelona	200.000	<b>44%</b>	2008	7	si	[ 145 ]
Shuwaikh	Kuwait	136.380	<b>40%</b>	2008	--	--	[ 155 ]
Shuaibah	Arabia Saudí	150.020	<b>39%</b>	2007	--	--	[ 155 ]
Perth	Australia	143.700	<b>43%</b>	2005	--	si	[ 156 ]

[154][155][156][157]

El diagrama de flujo siguiente está basado en un recuperador de energía Dweer:



**Figura 3.25:** Proceso de desalación por OI con dos pasos. Recuperación de energía mediante Dweer

Algunas plantas con este proceso de desalación son las siguientes:

Nombre	Lugar	Producción (m <sup>3</sup> /d)	Conversión	Año	Membranas por tubo de presión	By pass	Ref
Busan Gijang	Korea	45.460	<b>44%</b>	2015	7	Si	[ 106 ]
Sydney	Australia	250.000	<b>45%</b>	2010	--	--	[ 158 ]
Campo de Dalías	El Ejido	97.200	<b>45%</b>	2009	7	--	[ 96 ]
North Side Water	Islas Cayman	9.000	<b>42%</b>	2009	--	si	[ 158 ]
Águilas	Águilas	210.000	<b>42%</b>	2009	7	--	[ 144 ]
Gold Coast	Australia	125.000	<b>41%</b>	2008	--	--	[ 159 ]

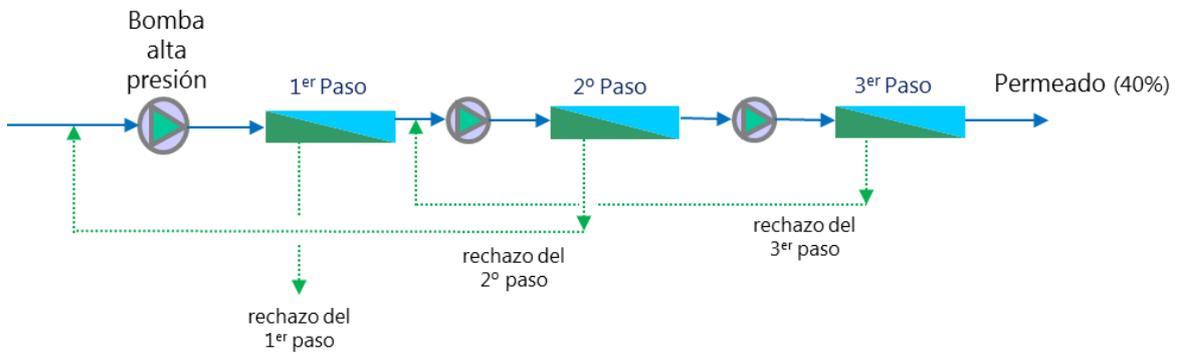
[158] [159]

### 3.9.4. Desaladoras con tres pasos

No es común encontrar una desaladora con un proceso de ósmosis inversa en tres pasos, aunque existe, al menos, un caso concreto: en 2009, se puso en marcha la desaladora de Rabigh, en Arabia Saudi con una producción de 192.000 m<sup>3</sup>/d y una conversión total del 40%

La razón por la cual esta instalación está diseñada en dos pasos es porque las exigencias del agua tratada eran muy elevadas debido a que se utilizaba en un proceso industrial que requería una calidad de agua ultra pura.

El diagrama de proceso es el siguiente:



**Figura 3.26:** Proceso de desalación por OI con tres pasos. [160]



# CAPÍTULO 4

## HIPOTESIS Y DISEÑO DEL PROCESO

### RESUMEN

---

*Este capítulo describe en detalle el diseño del proceso objeto de esta Tesis. Dicho proceso, es el resultado de una metodología de cálculo iterativa hasta lograr unos resultados adecuados dentro del rango de validez de la investigación*

*El capítulo está dividido en tres partes: una primera parte donde se define el alcance de la tesis y su rango de validez; una segunda parte donde se describe el diagrama de flujo del proceso propuesto, analizando cada uno de los elementos del mismo; y una tercera parte donde se enumeran la hipótesis de partida con las cuales se han realizado los cálculos. Además de la hipótesis principal, incluye una segunda hipótesis para analizar cómo se comportaría el proceso en otras condiciones.*

---

## 4.1 ALCANCE DE LA TESIS Y RANGO DE VALIDEZ

Durante los últimos años, ha habido un avance tecnológico en el desarrollo de las membranas de ósmosis inversa y en los recuperadores de energía; algunos de estos avances son:

- Aumento de la superficie efectiva para un mismo tamaño de membrana
- Aumento de la presión de funcionamiento de las membranas debido a una mejora en el proceso de fabricación
- Fabricación de distintos tipos de membranas para funcionar en condiciones muy diferentes: membranas de alto rechazo, membranas de baja energía, membranas de alta permeabilidad, membranas intermedias con buenos valores de rechazo y energía,...
- Nuevos recuperadores de energía con un alto aprovechamiento energético.

Estos avances han tenido un efecto directo en la reducción del consumo energético de las plantas desaladoras, así como una reducción de la superficie de las mismas.

En la actualidad, tal y como se indica en el capítulo 3, la mayoría de las instalaciones de desalación por ósmosis inversa trabajan a conversiones entre el 40 y el 50%. Esto quiere decir que de cada 100 m<sup>3</sup>/h que entran a una planta con conversión 40%, se aprovechan como agua tratada 40 m<sup>3</sup>/h y el 60% restante no.

La dirección de esta investigación va en el sentido de diseñar un proceso que permita aumentar la conversión de una planta desaladora a valores superiores al 60%, lo cual quiere decir que se necesita mucha menos agua bruta y un tratamiento previo a la ósmosis inversa de mucho menor tamaño que el necesario actualmente.

Para una salinidad y una temperatura dadas, al aumentar la conversión aumenta la presión de alimentación a las membranas. Las membranas utilizadas en este proceso, debido a su proceso constructivo, tienen limitada la presión de funcionamiento a un valor máximo de 83 bar [161] con lo cual, uno de los condicionantes iniciales de esta Tesis es que el proceso tiene que funcionar en cualquier caso con una presión máxima de 83 bar.

El punto de partida para realizar el diseño consiste en analizar varios elementos individualmente para posteriormente realizar un análisis conjunto más fino. Son los siguientes:

- Número de etapas de ósmosis inversa: dos o tres etapas en serie, lo cual quiere decir que el rechazo de cada etapa pasa a ser la alimentación a la etapa siguiente.
- Número de membranas por tubo de presión: la primera etapa se diseñó con siete membranas por tubo, y las siguientes etapas con un número de membranas por tubo inferior a este.
- Tipo de membrana: la elección de un tipo u otro de membrana condiciona tanto la presión de alimentación como la calidad de agua tratada, y ambos factores son limitantes para obtener unos resultados que tengan interés. Se hace necesario realizar cálculos con distintos tipos de membrana en diferentes etapas para ver la viabilidad técnica del proceso.

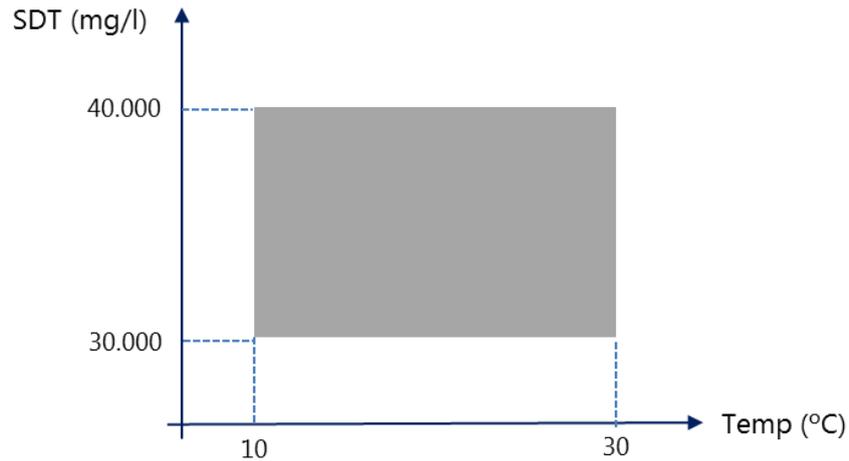
Analizando estos elementos, la hipótesis de partida fue realizar un proceso en tres etapas de manera que el rechazo de la primera etapa alimenta a la segunda, y el rechazo de esta segunda etapa alimenta a la tercera etapa. Dado que el permeado de cada una de las etapas es muy diferente, se toma como agua tratada el permeado procedente de las dos primeras etapas. El permeado de la tercera etapa, el de peor calidad, no tiene mucho interés como agua tratada, pero tiene una concentración en sales muchísimo menor que el agua bruta procedente del mar, con lo cual, si se recircula a cabeza de la instalación se logra una reducción de la salinidad de entrada y por tanto la presión de funcionamiento de todo el proceso es menor.

El proceso se complementa con dos sistemas de recuperación de energía del agua rechazo, uno principal y otro secundario, que permiten reducir el consumo eléctrico del proceso.

El rango de validez de la investigación se ha acotado a los siguientes valores:

- Temperatura: entre 10 y 30 °C
- Sólidos disueltos totales: entre 30.000 y 40.000 mg/l

Este rango, de acuerdo con la caracterización de agua de mar a nivel mundial mostrada en el apartado 2.1, supone un amplio intervalo de valores entre los cuales se encuentran la mayor parte de los mares del planeta.



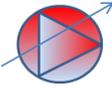
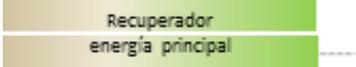
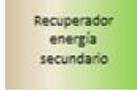
**Figura 4.1:** Alcance de la investigación en función de la temperatura y salinidad del agua de mar

El proceso descrito se centra en el la ósmosis inversa. No es objeto de esta tesis tratamientos previos o posteriores denominados "pretratamiento" y "post tratamiento". Cualquiera de estos tratamientos, utilizados en desaladoras convencionales, es aplicable al proceso propuesto en esta investigación.

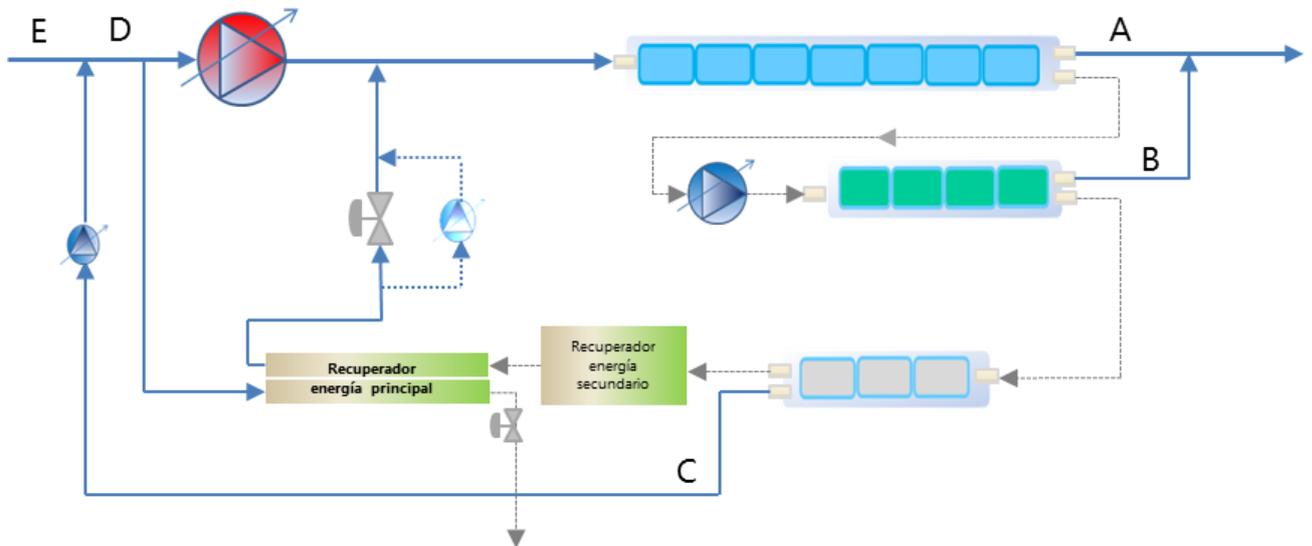
Todos los cálculos se han realizado fijando el caudal de entrada a las membranas de ósmosis inversa en  $1.000 \text{ m}^3/\text{d}$ , y a partir de ahí se calcula en caudal de agua tratada y el caudal de agua de mar necesario. El hecho de fijar un caudal es debido a poder realizar comparaciones entre los distintos casos en estudio y de ahí sacar conclusiones, las cuales son extrapolables para cualquier tamaño de instalación.

## 4.2 DIAGRAMA DE FLUJO

La representación gráfica del proceso propuesto se define de manera esquemática en el siguiente diagrama de flujo compuesto de los siguientes elementos:

	Etapa 1. Tubo de presión (1200 psi) que contienen 7 membranas de ósmosis inversa tipo 1
	Etapa 2. Tubo de presión (1200 psi) que contienen 4 membranas de ósmosis inversa tipo 2
	Etapa 3. Tubo de presión (1200 psi) que contienen 3 membranas de ósmosis inversa tipo 3
	Bomba de alta presión
	Bombas elevadoras de presión ("booster")
	Equipo recuperador de energía principal
	Equipo recuperador de energía secundario
	Tuberías de agua de mar y permeado
	Tuberías de salmuera
	Válvula reguladora

**Tabla 4.1:** Descripción de los elementos del diagrama de flujos



**Figura 4.2:** Diagrama de flujo del proceso

El proceso descrito se centra en el la ósmosis inversa. No es objeto de esta tesis tratamientos previos o posteriores denominados "pretratamiento" y "post tratamiento". Cualquiera de estos tratamientos, utilizados en desaladoras convencionales, es aplicable al proceso propuesto en esta investigación.

### 4.3 ANALISIS DE CADA ELEMENTO DEL DIAGRAMA DE PROCESO

Para comprender mejor el diagrama de flujo y el modo de funcionamiento del proceso, se describe a continuación cada uno de los elementos de manera individual

#### 4.3.1 Membranas de ósmosis inversa

El proceso está compuesto de tres etapas de ósmosis inversa con un tipo de membrana distinto en cada una de ellas, de manera que el comportamiento es muy diferente, trabajando a presiones, flujos y conversiones parciales muy distintas.

Las características de cada una de las membranas están basadas en los modelos de DOW\_Filmtec, una de las tres compañías con mayor número de módulos instalados a nivel mundial que investiga, diseña y construye membranas de ósmosis inversa (figura 3.7)

La primera etapa está compuesta de membranas de muy alto rechazo de sales. En los últimos años, los fabricantes de membranas, además de incrementar dicho porcentaje de sales en general, han enfocado sus investigaciones en aumentar el rechazo de Boro de manera que con un solo paso se pueda lograr una eliminación elevada de dicho elemento. La primera membrana de este tipo, de la misma familia que la elegida para la primera etapa del proceso de esta tesis, se instaló en 2008 [162], aunque la membrana utilizada en esta tesis es una evolución tecnológica de la misma con mayor superficie activa. Estas membranas funcionan, en igualdad de condiciones, a una presión superior a otros tipos de membranas, pero también permiten obtener un permeado de la mejor calidad. Esta es la etapa trabaja con la conversión parcial más elevada.

La segunda etapa está compuesta de membranas de alto rechazo de sales y baja energía. Este tipo de membranas, están diseñadas para conseguir un rechazo de sales que sin ser tan alto como las membranas de la primera etapa, sí que permiten obtener resultados adecuados para este proceso. En igualdad de condiciones, estas membranas trabajan a presiones inferiores a las anteriores, pero dado que el agua de entrada a esta etapa es el rechazo de la etapa 1, la salinidad es mucho más elevada y por tanto, en términos absolutos, es necesaria una presión mayor. La diferencia entre la presión de salida del rechazo de la etapa 1 y la presión necesaria en la alimentación de la etapa 2 la aporta una bomba elevadora de presión, conocida habitualmente como *"booster"*.

La tercera etapa está compuesta de membranas de ultra baja energía. Este tipo de membranas no tiene un rechazo de sales tan alto como las anteriores, con lo cual en igualdad de condiciones el permeado tiene una salinidad más alta, pero tienen la ventaja de trabajar a presiones muy bajas en comparación con los otros dos tipos. La alimentación de la etapa 3 proviene del rechazo de la etapa 2, y dado que esta tercera etapa está diseñada con membranas de ultra baja energía, la presión de salida de dicho rechazo es suficiente para alimentar directamente a la etapa tercera sin necesidad de ningún equipo de bombeo intermedio. La salinidad del permeado de esta etapa es muy alta en comparación con las etapas anteriores, aunque mucho más baja que la salinidad del agua de mar

Posición	Tipo de membrana	Caudal de permeado (*) (m <sup>3</sup> /d)	Rechazo de sales estabilizado (*)	Denominación
Etapa 1	Membrana de alto rechazo de sales	25	99,82%	SW30 - <b>XHR</b> - 440i
Etapa 2	Membrana de alto rechazo de sales y baja energía	37,5	99,80%	SW30 - <b>XLE</b> - 440i
Etapa 3	Membrana de ultra baja energía	45,4	99,70%	SW30 - <b>ULE</b> - 440i

(\*) Valores obtenidos en las siguientes condiciones normalizadas: 32.000 ppm de NaCl, 800 psi, 25°C, pH 8 y con

**Tabla 4.2:** Tipos de membrana en cada etapa [109]

Esta combinación de tres tipos de membranas permiten que el proceso trabaje del siguiente modo: a la primera etapa llega el agua bruta con menor salinidad que el agua de mar, debido a la recirculación de permeado de la etapa 3; esto hace que la presión sea inferior a la de un proceso sin recirculación. En esta etapa se produce la mayor conversión individual y el agua tratada con menor contenido en sales, lo cual quiere decir que en el proceso propuesto, la mayor parte del caudal de agua tratada proviene de la etapa que tiene menor contenido en sales.

El rechazo de la primera etapa, en vez de desecharlo como ocurre en las instalaciones con una sola etapa, pasa a una segunda etapa de ósmosis inversa. En esta etapa, la salinidad del agua de entrada es mucho mayor que en la primera, con lo cual la presión necesaria para trabajar también es mucho mayor. El tipo de membranas elegidas en la primera etapa hace que el caudal de rechazo tenga a su vez una presión elevada. Las membranas de segunda etapa, al ser de baja energía, necesitan menos presión que las del primer paso a igualdad de condiciones. Esta combinación permite que la planta funcione con un aporte de energía adicional a la entrada de la etapa 2, que es proporcionado por la bomba booster. El permeado de esta segunda etapa, no tiene una salinidad tan baja como la de la primera etapa, pero la mezcla de ambos da como resultado un agua tratada adecuada.

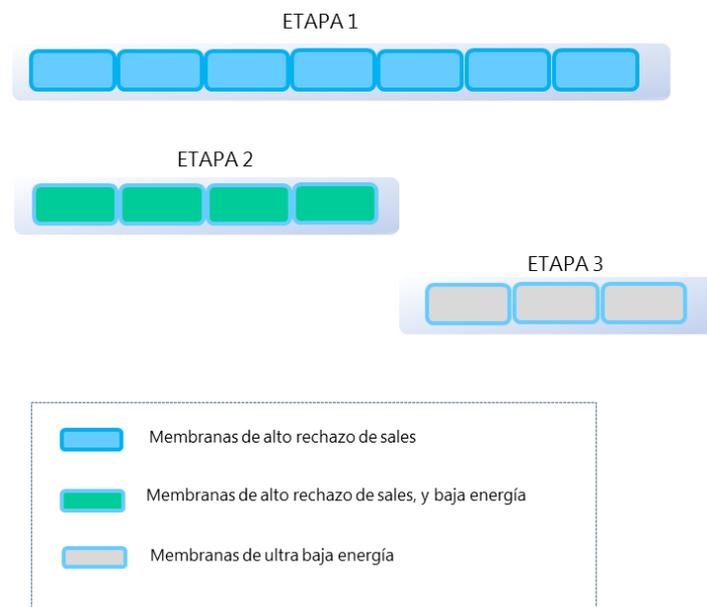
El rechazo de la segunda etapa, en vez de desecharlo, se hace pasar por una tercera etapa, esta vez sin aporte adicional de energía. Para ello, se instalan membranas de ultra baja energía con mucha permeabilidad, lo que permite que, con la presión disponible en el rechazo de la segunda etapa, se pueda

alimentar directamente a la tercera etapa. La salinidad de esta etapa es bastante más elevada que las dos anteriores por lo que este caudal no se utiliza como agua tratada, sino que se recircula a la entrada de la etapa 1. La salinidad de este caudal de recirculación es mucho menor que la salinidad del mar, con lo cual se produce una bajada en la salinidad de entrada al proceso de ósmosis y por consiguiente, todo el proceso funciona a unas presiones inferiores, a un diseño sin recirculación.

### 4.3.2 Tubos de presión

El diseño de la primera etapa está basado en tubos de presión de 7 membranas por tubo; el diseño de la segunda etapa tiene 4 membranas por tubo y el de la tercera etapa 3 membranas por tubo. En todos los casos, son tubos de 1200 psi que es uno de los estándares habituales en plantas desaladoras en la última década.

Esto permite instalar las etapas segunda y tercera en tubos de presión diferentes o en un mismo tubo de presión de tamaño similar al tubo de la etapa primera. En caso de instalar las membranas en un mismo tubo de presión, este tendrá dos salidas independientes para el permeado de cada etapa y un elemento interno para evitar la mezcla del permeado de ambas etapas.



**Figura 4.3:** Distribución de membranas en los tubos de presión

### 4.3.3 Flujos de funcionamiento y conversiones parciales

El flujo medio de una etapa de ósmosis inversa es el caudal de permeado dividido por la superficie total de las membranas de dicha etapa. Las unidades que se utilizan habitualmente son:

$$\frac{\text{Caudal}}{\text{Superficie}} = \frac{l}{h} / m^2 = l/m^2/h \quad (4.1)$$

Donde el caudal se expresa en litros/hora y la superficie en metros cuadrados. Es común en bibliografía de desalación nombrar el flujo como “lmh”

A la hora de diseñar un proceso de desalación por ósmosis inversa, el flujo medio define el número de membranas necesarias en cada una de las etapas, y la conversión define el caudal necesario de agua de mar para obtener un determinado caudal de agua tratada.

La salinidad aumenta según pasamos de la etapa primera a la segunda y a la tercera, lo cual tiene un efecto en la presión necesaria en cada una de las etapas. Por otro lado, trabajar con flujos más altos supone un aumento de la presión del sistema. A la vista de ambos efectos, la hipótesis inicial de diseño está basada en un proceso que trabaje a distintos flujos en cada una de las etapas, de manera que al pasar a la etapa siguiente el flujo disminuya. Los flujos iniciales de diseño son los siguientes:

- Primera etapa: Entre 13 y 14 l/m<sup>2</sup>/h
- Segunda etapa: Entre 9 y 11 l/m<sup>2</sup>/h
- Tercera etapa: Entre 3 y 5 l/m<sup>2</sup>/h

El flujo depende de tipo de pretratamiento que tenga la desaladora, de manera que cuanto mejor sea la calidad del agua pretratada, las membranas de ósmosis inversa pueden trabajar a un flujo mayor sin tener problemas de ensuciamiento prematuro. De todos modos, como hipótesis de partida se ha tomado un flujo conservador para que el proceso sea compatible con los distintos tipos de pretratamiento [163][164]

Una vez definido el caudal de agua tratada en el proceso y los flujos de funcionamiento en cada etapa, la siguiente tabla muestra el número de tubos de presión y membranas necesarios:

Etapas	Número de tubos de presión	Nº de membranas por tubo	Nº total de membranas
Etapa 1	5	7	35
Etapa 2	3	4	12
Etapa 3	3	3	9

**Tabla 4.3:** Número de tubos de presión y membranas del prototipo

De las tres etapas del proceso, la primera etapa es la que está alimentada por una salinidad más baja, por lo que el objetivo es obtener el permeado con la menor salinidad posible trabajando a la máxima conversión; por ello, esta etapa está diseñada con el mayor número de membranas.

La alimentación a la segunda etapa está compuesta por el rechazo de la primera etapa, con lo cual la salinidad es mucho mayor que la del agua de mar. Al aumentar la salinidad, o lo que es lo mismo los SDT, disminuye el rechazo de sales de las membranas, tal y como se describe en el punto 2.5 de esta tesis, con lo que se consigue una calidad de permeado con mayor salinidad. Esta etapa funciona a una conversión inferior a la primera.

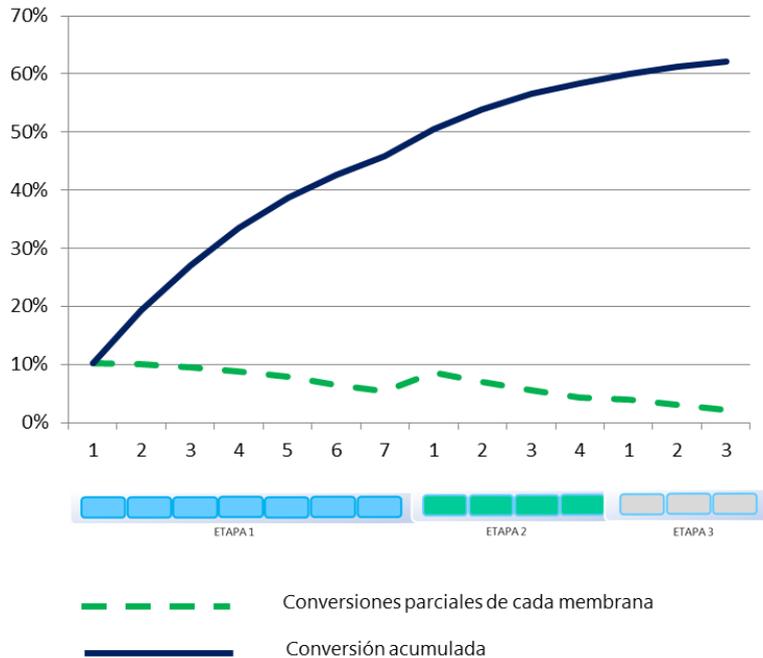
La alimentación a la tercera etapa está compuesta del rechazo de la segunda etapa, con lo cual la salinidad de alimentación es aún mayor. Esta es la etapa que trabaja con la menor conversión.

La hipótesis inicial de diseño está basada en las siguientes conversiones parciales para cada una de las etapas:

- Primera etapa: Entre 45% y 50%
- Segunda etapa: Entre 20% y 25%
- Tercera etapa: Entre 5% y 10%

Además de la conversión parcial de cada etapa, hay que tener en cuenta el perfil hidráulico dentro de cada tubo de presión, es decir, la conversión unitaria de cada membrana, de manera que se evite trabajar con unos módulos a conversiones parciales mucho más altas que otros. El objetivo se ha fijado en una conversión parcial máxima para cada membrana del 13%

Teniendo en cuenta las hipótesis anteriores, la siguiente gráfica muestra el objetivo de funcionamiento del proceso respecto a las conversiones parciales de cada una de las membranas, así como la conversión acumulada en todo el proceso

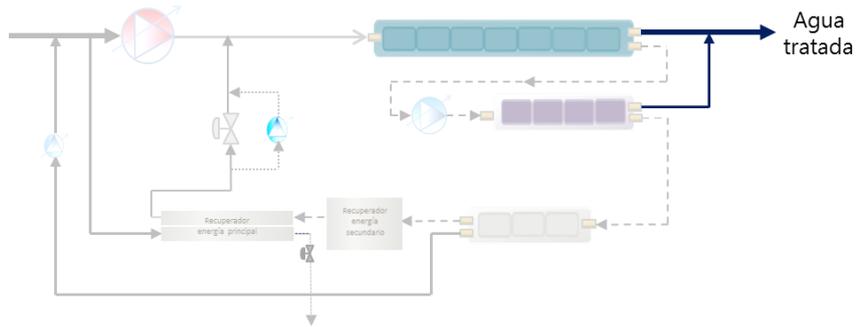


**Figura 4.4:** Conversiones parciales y conversión total acumulada del proceso

Se puede apreciar un salto entre la séptima membrana de la etapa 1 y la primera membrana de la etapa 2; esto es debido al efecto de la bomba elevadora de presión instalada entre ambas etapas, que hace que la conversión parcial en ese punto aumente, de manera que el perfil hidráulico del conjunto sea más estable.

#### 4.3.4 Agua tratada

El agua tratada del proceso descrito es la mezcla del permeado de la primera etapa con el permeado de la segunda etapa de ósmosis inversa.

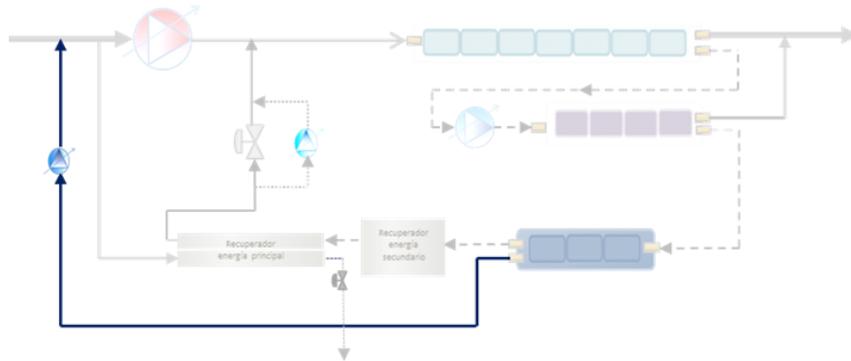


**Figura 4.5:** Esquema del agua tratada del proceso

### 4.3.5 Sistema de recirculación de permeado

La salinidad del permeado de la tercera etapa es demasiado elevada si la comparamos con la calidad máxima admitida por las normativas tanto internacionales, como la estatal descritas en el capítulo 3.8. En cambio, es una salinidad muy baja si la comparamos con la salinidad del agua de mar.

Este hecho, hace que el permeado de la tercera etapa no pueda utilizarse como agua tratada, en cambio permite, mediante una recirculación a cabeza del proceso, reducir la salinidad de entrada a las membranas.



**Figura 4.6:** Esquema de recirculación del permeado de la tercera etapa

Las principales consecuencias de esta reducción de salinidad a la entrada al proceso son, por un lado, una reducción de la presión necesaria para producir el fenómeno de ósmosis inversa, con lo que todo el proceso trabaja a una presión inferior, y el consumo energético es menor que en una situación sin esta recirculación; y por otro lado, una menor salinidad de agua tratada al ser la

salinidad del agua de entrada a las membranas menor que la salinidad de agua de mar.

#### **4.3.6 Bombeo de alta presión**

La bomba principal de alimentación a las membranas de ósmosis inversa es la bomba de alta presión. La aspiración de la bomba está alimentada por el caudal de la mezcla entre el agua de mar pretratada y la recirculación del permeado de la tercera etapa. La presión de aspiración típica en la impulsión de esta bomba es del orden de 2 – 2,5 bar.

La bomba de alta presión impulsa el agua a una presión entre 50 y 80 bar dependiendo de la salinidad y de la temperatura del agua de alimentación. Este caudal se mezcla con el agua procedente del recuperador de energía principal y posteriormente entra en la primera etapa del proceso de ósmosis inversa. Dada la presión de funcionamiento y el caudal que impulsa esta bomba, la convierten en el equipo con mayor consumo energético de una desaladora, de ahí que el rendimiento de la misma sea un factor clave a la hora de obtener una reducción del consumo energético de la instalación. Cuanto más grande es esta bomba mayor suele ser la eficiencia de la misma de ahí que la tendencia, desde un punto de vista industrial, sea diseñar plantas de gran tamaño, de manera que se pueda reducir el consumo. La eficiencia de estas bombas va desde el 75% hasta valores alrededor del 88%

Para regular el proceso y para que la bomba trabaje en el punto de funcionamiento óptimo, esta va dotada de un variador de frecuencia, de manera que variaciones de temperatura o de salinidad tengan el mínimo efecto en el rendimiento de esta bomba y por consiguiente en la eficiencia energética del proceso. El proceso puede funcionar sin variador de frecuencia asociado a la bomba de alta presión, pero en tal caso es necesario instalar una válvula reguladora en la tubería de impulsión para poder absorber los cambios de presión necesaria en función de la salinidad y la temperatura de entrada.

#### **4.3.7 Bombes elevadores de presión.**

El proceso cuenta con dos bombas elevadoras de presión, o bombas “booster” como se denominan habitualmente. Cada una de estas bombas se instala en una tubería por la cual circula un fluido a presión de manera que la bomba eleva dicha presión a la necesaria para el proceso. Adicionalmente, hay una tercera bomba elevadora instalada para funcionar solo en casos muy concretos.

La misión particular de cada una de estas bombas es la siguiente:

- Bomba elevadora entre etapas 1 y 2. Esta bomba se encarga de suministrar al caudal de rechazo de la primera etapa, la presión suficiente para que se dé el proceso de ósmosis inversa en la segunda etapa. Esta bomba suministra una presión diferencial entre 0 y 20 bar dependiendo de distintos factores como la salinidad del agua de mar o la temperatura de funcionamiento. La presión de impulsión de la bomba se encuentra en el rango entre 60 y 82,7 bar.
- Bomba de recirculación de permeado de la etapa 3. Esta es la bomba más pequeña del sistema y tiene como misión elevar la presión del permeado de la tercera etapa, desde un valor alrededor de 1 bar hasta la presión de aspiración de la bomba de alta presión, que habitualmente tiene un valor de orden de 2 - 2,5 bar.
- Bomba elevadora del recuperador de energía principal. En la mayor parte de los diseños actuales con recuperadores de energía mediante intercambiador de presión es necesaria esta bomba cuya misión es ajustar la presión del caudal de salida del recuperador de energía principal para igualarla a la presión de impulsión de la bomba de alta presión. Esta bomba, habitualmente, suministra una presión diferencial entre 2 y 4 bar. En el diseño propuesto en esta tesis, la salida del recuperador de energía dispone de la presión suficiente para igualarse a la presión de la impulsión de la bomba de alta presión, realizando dicho ajuste mediante una válvula reguladora instalada en la tubería de salida de alta presión del recuperador principal. No obstante, se ha previsto esta bomba *booster* en una tubería de by-pass de la válvula reguladora por si fuese necesaria en momentos puntuales como por ejemplo, durante el arranque del proceso, o en situaciones concretas en la que no sea necesario que funcione la bomba booster entre la primera y la segunda etapa.

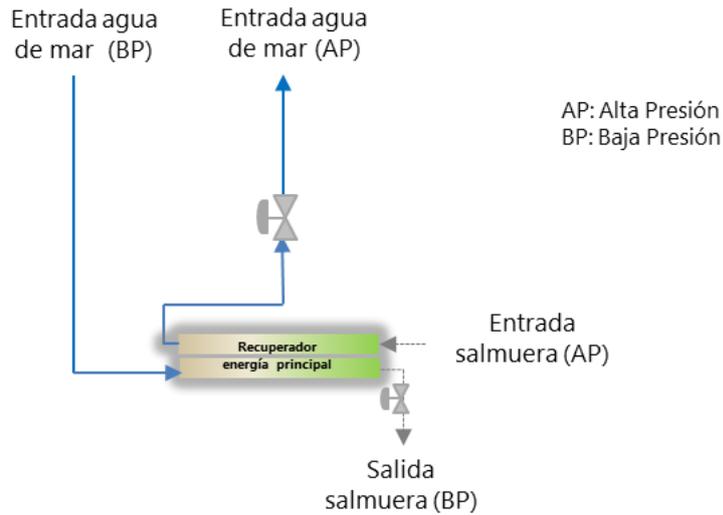
Estas bombas elevadoras de presión van dotadas de variador de frecuencia para que su funcionamiento ante diferentes condiciones de operación sea el óptimo desde un punto de vista tanto de proceso como energético.

### 4.3.8 Sistema de recuperación de energía principal

El recuperador de energía principal es del tipo intercambiador de presión o cámaras isobáricas, es decir, el equipo de mayor eficiencia que existe en la actualidad.

El equipo dispone de dos entradas y dos salidas:

- Entrada de agua bruta al recuperador (baja presión). Es agua pretratada incluyendo la mezcla con permeado de la etapa 3 del proceso, lo cual provoca una reducción de los sólidos disueltos totales. La presión de este fluido suele estar en el rango 2-2,5 bar
- Entrada de salmuera al recuperador de energía (alta presión). La salmuera procedente del rechazo de las membranas, después de pasar por el recuperador de energía secundario entra en el recuperador de energía principal con una presión elevada, entre 50 y 80 bar dependiendo de la temperatura y de la salinidad del agua de mar. Esta presión se transfiere a la entrada de agua bruta de baja presión.
- Salida de agua bruta del recuperador (alta presión). Una vez transferida la presión de la salmuera a la entrada de agua bruta, el agua bruta con presión se mezcla con el agua impulsada por la bomba de alta presión del proceso. Para igualar la presión de la salida de agua bruta del recuperador con la presión de impulsión de la bomba de alta presión, se dispone de una válvula reguladora. En paralelo con esta válvula, se instala una bomba elevadora de presión que se utiliza en situaciones especiales como en el arranque del sistema hasta su funcionamiento en condiciones nominales. La presión de este fluido es similar a la presión de la salmuera a la salida del recuperador de energía secundario descontando las pérdidas de carga del recuperador de energía principal que varían normalmente entre 0,4 y 1 bar.
- Salida de salmuera (baja presión). La salmuera sale del recuperador de energía y se dirige al sistema de evacuación del rechazo, normalmente devolviéndolo al mar. La presión de salida de la salmuera se calcula restando a la presión de entrada de agua bruta las pérdidas de carga del recuperador en el lado de baja presión, que son del orden de 0,8 – 1,5 bar.



**Figura 4.7:** Recuperador de energía principal – entradas y salidas

Con lo cual, las presiones en el sistema son las siguientes:

$$Presión_{salida\ del\ recuperador}^{AP} = Presión_{Entrada\ salmuera}^{AP} - \Delta P^{AP} \quad (4.2)$$

Dónde:

AP: alta presión

$\Delta P^{AP}$ : pérdida de presión en el lado de alta del recuperador de energía

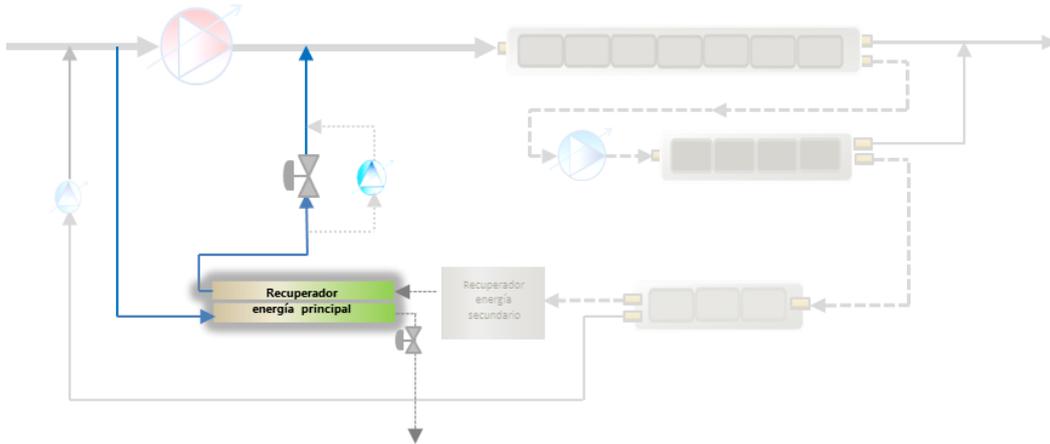
$$Presión_{salida\ de\ salmuera}^{BP} = Presión_{Entrada\ agua\ bruta}^{BP} - \Delta P^{BP} \quad (4.3)$$

Dónde:

BP: baja presión

$\Delta P^{BP}$ : pérdida de presión en el lado de baja del recuperador de energía

La figura siguiente muestra el recuperador de energía principal integrado dentro del diagrama de proceso completo:



**Figura 4.8:** Recuperador de energía principal integrado en el proceso

El funcionamiento de un recuperador de energía de este tipo tiene tres tipos de pérdidas, que habitualmente se conocen por su nomenclatura anglosajona; estas son el porcentaje de mezcla denominado *"mixing"*, las fugas de salmuera o caudal de lubricación denominado *"leakage"* y el barrido denominado *"overflush"*.

El porcentaje de mezcla representa el incremento de salinidad de agua de mar en el proceso de transferir la presión desde la entrada de alta presión de salmuera a la entrada de baja presión de agua de mar. Esta pequeña mezcla provoca que la salida de alta presión de agua de mar tenga una salinidad ligeramente superior al de la entrada. El efecto de este aumento de salinidad es un aumento de la presión necesaria a la entrada de las membranas para vencer la presión osmótica.

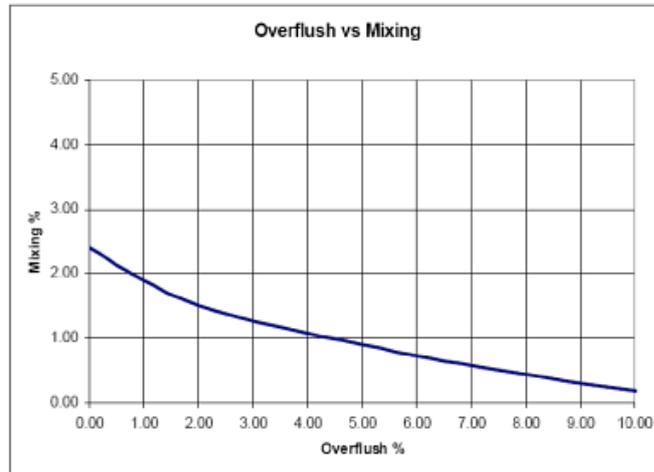
Las fugas de salmuera o caudal de lubricación es la diferencia de caudal entre la entrada de alta presión de salmuera y la salida de alta presión de agua de mar.

El barrido representa un pequeño consumo adicional de agua de mar que pasa directamente a la salida de baja presión de salmuera. Está relacionado con el porcentaje de mezcla, de manera que al aumenta este porcentaje de barrido disminuye el porcentaje de mezcla.

El principio de funcionamiento descrito anteriormente es similar para los principales diseñadores y fabricantes de equipos recuperadores de energía, existiendo entre ellos diferencias en cuanto a los porcentajes de mezcla, caudal de lubricación y barrido.

Con respecto al porcentaje de mezcla, los valores varían entre el 0% en el equipo Osmorec [132] hasta el 6% de los primeros equipos ERI [134]. El

recuperador de energía Dweer, tiene un porcentaje de mezcla función del porcentaje de barrido tal y como muestra la figura siguiente



**Figura 4.9:** Recuperador de energía Dweer – porcentaje de mezcla en función del porcentaje de barrido. [66]

Con lo cual, para el caso de Dweer, con un porcentaje de barrido del 0%, el porcentaje de mezcla sería del 2,5%. Utilizando un barrido del 2%, el porcentaje de mezcla se reduciría a un valor de alrededor de 1,5%.

El caudal de lubricación está relacionado con la distribución de caudales en todo el sistema, de manera que para un caudal de entrada a las membranas fijo, el caudal de lubricación definirá cuanto caudal de agua de mar pasa a través de la bomba de alta presión y cuanto caudal de agua de mar pasa a través del recuperador de energía.

Cuanto mayor sea el caudal de lubricación, mayor será en caudal de agua de mar que pasa por la bomba de alta presión y menor el caudal de agua de mar que pasa por el recuperador de energía. El efecto principal es un aumento de consumo energético ya que aumenta el caudal de agua de mar a través de la bomba de alta presión. Aunque también se debe tener en cuenta que al reducir el caudal de lubricación, aumenta el caudal que pasa a través del recuperador de energía, el cual tiene una salinidad ligeramente más alta que el agua de mar debido al efecto mezcla, con lo que la salinidad total de entrada a las membranas aumentará ligeramente; este efecto hace que la presión de entrada a las membranas sea ligeramente superior y por tanto aumente el consumo energético. En los equipos Dweer y ERI este porcentaje es muy bajo, del orden de 2% o menor. En el equipo Osmorec este porcentaje es cero aunque debido al funcionamiento interno del equipo, la realidad es que el porcentaje de caudal

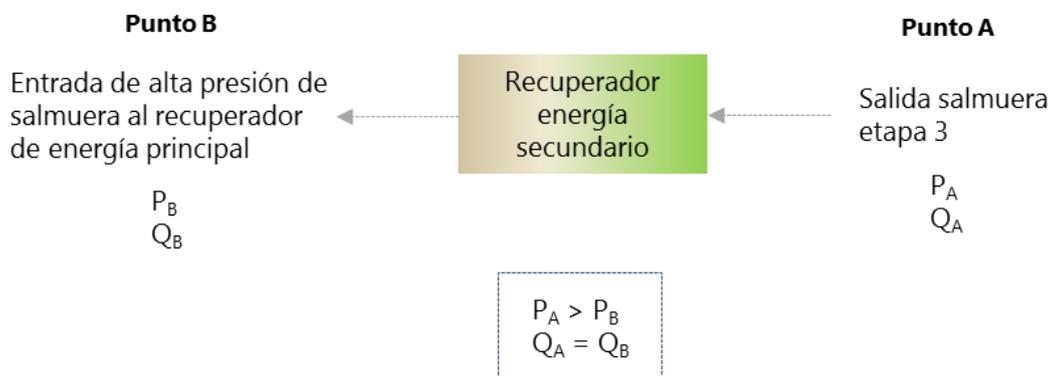
de agua de mar a través de la bomba de alta presión es superior a los dos equipos anteriores.

Con respecto al barrido, dado que estos equipos están en plena evolución tecnológica, es difícil encontrar referencias que relacionen este parámetro con el porcentaje de mezcla. ERI y Osmorec indican en sus publicaciones que necesitan un 0%; Dweer relaciona ambos parámetros de acuerdo con la figura 4.9

#### 4.3.9 Sistema de recuperación de energía secundario

La salida del rechazo de la tercera etapa tiene un exceso de presión que puede ser aprovechada antes de entrar en el recuperador de energía principal. El recuperador de energía secundario es el equipo encargado de realizar dicho aprovechamiento energético.

La figura siguiente muestra las condiciones de presión (P) y caudal (Q) a la entrada y salida de este recuperador. Estas varían en función de las condiciones de salinidad y temperatura del agua de mar.



**Figura 4.10:** Recuperador de energía secundario – Entrada y salida

Este recuperador de energía está basado en microturbinas hidráulicas que aprovechan la diferencia de presión entre los puntos A (presión disponible de la salmuera a la salida de la etapa 3) y las presión necesaria en el punto B (presión de alimentación al recuperador de energía principal).

Durante el desarrollo de esta tesis no se ha encontrado ninguna referencia en desalación que utilice un equipo como este que trabaje con altas presiones tanto a la entrada como a la salida.

Esta tesis propone adaptar un tipo de equipo que ya existe en diseños de saltos hidráulicos a las condiciones que se dan en el proceso propuesto, y de este modo obtener el máximo aprovechamiento posible. En la actualidad se están desarrollando equipos basados en pequeñas turbinas que permiten variaciones hidráulicas y distintos modos de control de la operación, ya sea mediante el mantenimiento de una presión determinada a la salida, obtención de la máxima producción energética, obtención del máximo rendimiento energético o mantenimiento de un caudal a la salida, logrando unos rendimientos máximos del orden del 75% [165][166].

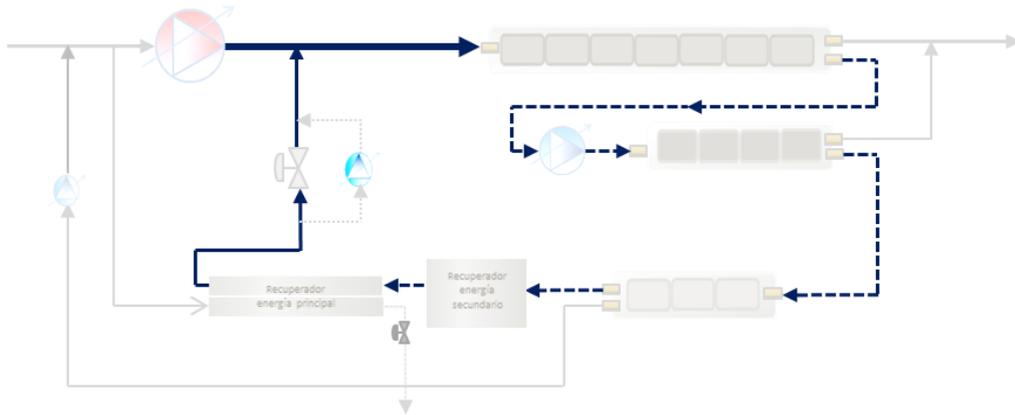
Utilizar este tipo de recuperador de energía requiere un diseño de los materiales del mismo para adaptarlos a las condiciones de salinidad y presión a las que tiene que trabajar. En este sentido, sería necesario la construcción del mismo con un acero superduplex similar los especificados en la tabla 4.4.

El capítulo 6.7.3 muestra las fórmulas aplicadas para calcular la presión aprovechada en el recuperador de energía secundario y a partir de ahí, la energía que es posible obtener del mismo.

#### **4.3.10 Tuberías de alta presión**

Las tuberías de alta presión de este proceso trabajan a unos valores entre 50 y 83 bar, en función de las condiciones de temperatura y salinidad del agua de mar, y son las siguientes:

- Tubería de impulsión de la bomba de alta presión
- Tubería de rechazo de la etapa 1
- Tubería impulsión a la entrada de la etapa 2
- Tubería de rechazo de la etapa 2 (tubería de alimentación a la etapa 3)
- Tubería de rechazo de la etapa 3 (tubería de alimentación al recuperador de energía secundario).
- Tubería de salida del recuperador de energía secundario (tubería de alimentación al recuperador de energía principal)
- Tubería de salida de alta presión del recuperador de energía principal hacia la entrada a la etapa 1



**Figura 4.11:** Tuberías de alta presión

Todas estas tuberías así como las válvulas asociadas, además de trabajar a presiones elevadas tienen una alta salinidad, y en concreto un contenido en cloruros muy importante, por lo que se utilizan aceros inoxidable especiales como el superduplex o superausteníticos. Son aceros inoxidable con porcentajes de Níquel, Cromo y Molibdeno mucho mayores que el 316L. Los más utilizados son el SAF 2507, 904L y el 254SMO [167].

En desalación de agua de mar, es habitual utilizar el índice PREN (*"Pitting Resistance Equivalent Number"* – número equivalente de resistencia a las picaduras) para definir la resistencia a la corrosión de un acero. Este índice está relacionado con el porcentaje de distintos componentes en el acero y viene dado por:

$$PREN = \%Cr + 3,3 * \%Mo + 16 * \%N \quad (4.4)$$

El índice PREN de los aceros inoxidable más empleados con agua de mar, así como su composición se indica en la siguiente tabla:

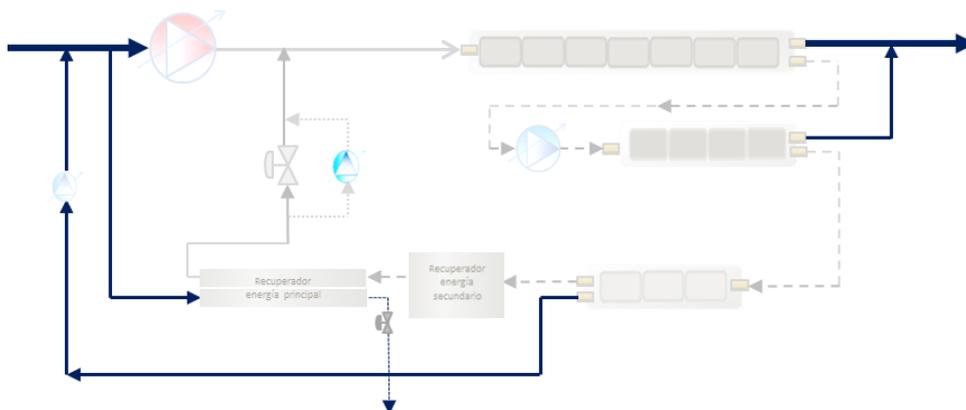
Designación UNS (Unified Numbering system)	Designación							
	Común	PREN	% Cr	% Ni	% Mo	% N	% Cu	% C
S-31600	316	26,61	16,9	10,8	2,7	0,05		
N-08904	904-L	38,3	21	25,5	5	0,05	1,2	0,02
S-32550	Ferralium	0						
S-31254	<b>254-SMO</b>	43,7	20	17,8	6,1	0,22		
S-32654	654-SMO	55,9	24,1	22	7,3	0,48		
N-06625	Alloy 625	51,3	21,9	60,1	8,8	0,02		
BS-5500	<b>Zeron 100</b>	40,6	25	8	3,5	0,25	0,7	0,02
S-32750	<b>SAF-2507</b>	43	25	7	4	0,3		< 0,03

**Tabla 4.4:** Composición de los aceros inoxidable utilizados en desalación [27]

### 4.3.11 Tuberías de baja presión

Las tuberías de baja presión de este proceso trabajan normalmente a unos valores entre 1 y 4 bar, y son las siguientes:

- Tubería de aspiración de la bomba de alta presión
- Tubería de permeado de la etapa 1
- Tubería de permeado de la etapa 2
- Tubería de permeado de la etapa 3
- Tubería de entrada de baja presión al recuperador de energía principal
- Tubería de salida de baja presión del recuperador de energía principal



**Figura 4.12:** Tuberías de baja presión

La aspiración de la bomba de alta presión normalmente trabaja a una presión de 2 bar; de todos modos, si la presión fuese superior, el proceso funcionaría correctamente y el efecto sería que dicha bomba operaría a una presión diferencial inferior.

Los principales materiales utilizados son poliéster reforzado con fibra de vidrio (PRFV), polietileno (PE), polipropileno (PP) y policloruro de vinilo (PVC). El PRFV se fabrica con fibra de vidrio y resinas de poliéster, las cuales suelen ser de dos tipos: una isoftálica para darle resistencia mecánica al material, y la otra de viniléster para conferirle resistencia química [66].

Las tuberías de baja presión de mayor tamaño suelen ser de PRFV, por ejemplo, la tubería de aspiración a la bomba de alta presión, la tubería de entrada de baja presión al recuperador de energía principal, la tubería de salida de baja presión del recuperador de energía principal y el colector común de permeado. Este material es el más utilizado en tuberías de baja presión de plantas desaladoras debido a las ventajas que ofrece como son la resistencia a la corrosión durante toda la vida de la instalación, para una amplia variedad de agentes agresivos como son el agua de mar, salmuera, ácidos u otros reactivos químicos, la facilidad de instalación debido a su peso ligero comparado con tuberías metálicas, un mantenimiento reducido, excelente resistencia a la fatiga, rozamiento interno muy bajo, resistencia al fuego y la posibilidad de prefabricación en un taller [168].

Las tuberías pequeñas de permeado, como las conexiones de salida de los tubos de presión y los colectores de recogida de permeado de cada etapa suelen ser de PE o PP.

Las tuberías de PVC se utilizan en pequeñas tuberías de reactivos.

#### **4.4 HIPOTESIS DE DISEÑO**

Las hipótesis de diseño representan el punto de partida para definir el proceso objeto de esta tesis. Cada una de las hipótesis está dentro de los rangos de diseño habituales, tomando, dentro de ese rango, los valores más restrictivos de manera que a la hora de realizar los cálculos se pueda comprobar el funcionamiento del proceso en esas condiciones. Cuando las condiciones sean más favorables que las tomadas como hipótesis, el proceso trabajará de manera más holgada.

Los condicionantes que tiene que cumplir el proceso son los siguientes:

- La presión de trabajo en cualquier punto del proceso no debe superar 83 bar
- La calidad de agua tratada debe tener unos valores que estén por debajo de los máximos admitidos por la Normativa europea y estatal, así como las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud.
- El proceso deber ser válido entre una temperatura de agua de mar de 10 a 30 °C
- El proceso tiene que ser válido entre una salinidad de agua de mar de 30.000 mg/l y 40.000 mg/l

Para realizar las simulaciones del comportamiento de las membranas de ósmosis inversa y del proceso en conjunto, se ha utilizado el programa ROSA tal y como se describe en el capítulo 5. Para realizar dichas simulaciones, hay que partir de unas hipótesis de trabajo que condicionan los resultados. Son las siguientes:

- El programa permite tener en cuenta la pérdida de flujo irreversible debido a condiciones de trabajo con altas presiones y temperaturas. En esta tesis, los cálculos se han realizado teniendo en cuenta este efecto, fijando la temperatura máxima en 30°C.
- El factor de flujo, hace unos años denominado factor de ensuciamiento o "*fouling factor*" se ha fijado en 0,8. Este factor tiene en cuenta la edad de las membranas, la perdida de flujo con el paso del tiempo y el aumento de paso de sales con la edad. Este valor, es el utilizado actualmente para definir unas membranas que se encuentran al final de su vida media útil. En caso de tener unas membranas más nuevas, este factor se acerca a la unidad y el proceso trabaja en mejores condiciones.
- El programa de cálculo necesita la definición del tipo de agua bruta utilizada para alimentar a las membranas. Entre las distintas posibilidades con agua de mar y en función del pretratamiento que lleve el proceso se ha elegido la más restrictiva, es decir, agua de mar con un pretratamiento convencional y un SDI<5

El pH del agua de entrada a las membranas se ha fijado en 7,6. Aunque el agua de mar muchas veces tiene valores de 8 o superiores, se ha tomado este valor por ser más restrictivo; no tiene efecto en el rechazo de los sólidos totales disueltos, y si en el rechazo de Boro, de manera que cuanto mayor sea el pH mayor será el porcentaje de rechazo de Boro[169].

- El flujo de diseño de cada una de las etapas que componen el proceso es fundamental para definir el mismo. La hipótesis tomada en la primera etapa es trabajar a un flujo entre 13 y 14 l/m<sup>2</sup>/h. La segunda etapa, al tener una salinidad mayor trabajará a un menor flujo, entre 9 y 11 l/m<sup>2</sup>/h; y la tercera etapa entre 3 y 5 l/m<sup>2</sup>/h.

Las hipótesis de partida respecto al recuperador de energía principal, tienen en cuenta que es un equipo en plena evolución tecnológica, y por tanto, es de esperar que en los próximos años, estas hipótesis sean mejoradas.

- Aunque el porcentaje de mezcla deseado es del 0% y algún equipo especifica que ese es el porcentaje que tiene [132], se ha tomado como hipótesis un porcentaje de mezcla de 1,6%. Este porcentaje de mezcla provoca un aumento de la salinidad de entrada a las membranas y por consiguiente que la presión de trabajo sea mayor y el paso de sales mayor.
- El caudal de lubricación o pérdidas de salmuera (“leakage”) está relacionado con el caudal de salida en alta presión del recuperador de energía principal. Cuanto menores sean estas pérdidas, mayor será el caudal de salida del recuperador lo cual está relacionado con el consumo energético, que será menor, y con el aumento de salinidad a la entrada de las membranas, que será mayor. Con lo cual el caso más desfavorable desde un punto de vista de presión máxima en el sistema y mayor salinidad a la entrada de las membranas por efecto mezcla, sería cuando el caudal de lubricación es cero. Es decir, el caudal de salida en alta presión del recuperador de energía principal es igual al caudal de entrada de alta presión de salmuera a dicho recuperador.  
Esta aproximación, se ha tomado como hipótesis de partida en la simulación del proceso. Normalmente, estas de pérdidas de salmuera suelen tener un valor del orden del 2%. En tal caso, el efecto mezcla a la entrada de las membranas sería ligeramente menor, debido a un menor caudal de salida en alta presión del recuperador principal y las membranas funcionarían a una presión inferior.
- Por último, con respecto al caudal de barrido, se ha tomado como hipótesis de partida un valor de 0%, lo cual es habitual entre algunos equipos recuperadores de energía. Utilizar un porcentaje del caudal de barrido tiene un doble efecto: por un lado reduce el porcentaje de mezcla, con lo cual las membranas trabajan a una presión menor; y por otro lado, disminuye ligeramente la conversión del sistema, al ser necesario un caudal adicional a la entrada de agua de mar.

Las pérdidas de carga, o pérdidas de presión que hay en el proceso, son debidas principalmente a tres conceptos: por un lado las pérdidas hidráulicas en tuberías y válvulas, por otro lado, a la pérdida de carga en las membranas, las cuales dependen a su vez de la edad de las mismas y la temperatura a la que trabajan y por último, la pérdidas de carga en el equipo recuperador de energía principal.

Las pérdidas hidráulicas son función de la velocidad del agua a través de la tubería. Las velocidades típicas utilizadas en un proceso de este tipo varían entre 2 y 3 m<sup>3</sup>/s para tuberías de alta presión y entre 1 y 2 m<sup>3</sup>/s para tuberías de baja presión. Cuanto menor sea velocidad del agua por el interior de la tubería menores serán las pérdidas de carga. Desde un punto de vista industrial, aun teniendo más pérdidas de carga, muchas veces se trabaja a velocidades altas para de ese modo tener instalaciones con diámetros más pequeños y de ese modo optimizar el coste de la misma.

Las pérdidas de carga en las membranas, en el proceso descrito en esta tesis, serán muy diferentes de una etapa a otra debido a que trabajan en condiciones muy distintas y principalmente a que el número de membranas en serie en el interior de cada tubo de presión es distinto. Cuantas más membranas estén funcionando en serie habrá más pérdida de presión entre la entrada de agua a las membranas y la salida de salmuera. Las hipótesis de pérdida de carga en cada etapa son las siguientes:

- La pérdida de presión en la primera etapa, entre la entrada de agua de alimentación y la salmuera está en el rango entre 1 y 1,5 bar
- La pérdida de carga en la segunda etapa está entre 0,5 y 1 bar
- La pérdida de carga en la tercera etapa está entre 0,4 y 0,6 bar

La simulación del comportamiento de las membranas en este proceso se realiza a partir del balance iónico, la temperatura y el pH del agua de entrada al proceso. En el capítulo 5 – *Metodología de cálculo* -, se muestran 11 balances iónicos del agua de mar entre 30.000 y 40.000 mg/l que se han tenido en cuenta para realizar los cálculos y se han estudiado 7 temperaturas comprendidas entre los 10 y los 30°C por cada balance iónico. El pH no tiene influencia en el rechazo de las principales sales del agua de mar con la excepción del boro que cuanto mayor sea el pH mayor es el rechazo. Aunque el agua de mar tiene un pH en torno a 8, se ha tomado como hipótesis de partida un pH de 7,6 lo que supone una situación más restrictiva.

Se ha realizado una segunda hipótesis para ver cómo se comporta el proceso en otras condiciones de funcionamiento del recuperador de energía principal. Estas

condiciones consisten en aumentar el porcentaje de mezcla (*mixing*) hasta el 2,8%, las pérdidas de salmuera o caudal de lubricación (*leakage*) hasta el 5% y el barrido (*overflow*) hasta el 2%. Para esta situación, se han realizado los cálculos solo para las condiciones más restrictivas, de manera que si el proceso se comporta de manera estable en estas situaciones lo hará de manera correcta para el resto de salinidades y temperaturas. Los resultados de esta nueva hipótesis se muestran en el capítulo 6 – *Resultados y validación de la metodología aplicada* - así como en el Anexo II – *Cálculos* –

# CAPÍTULO 5

## METODOLOGIA DE CÁLCULO

### RESUMEN

---

*El punto de inicio para desarrollar la metodología de cálculo es definir claramente los datos de partida y los resultados que se pretende obtener, de manera que permiten validar la idoneidad del proceso.*

*A continuación, se define el rango de valores dentro de los cuales se van a realizar las distintas simulaciones que permitirán ver el comportamiento del proceso ante situaciones diferentes. El rango utilizado corresponde a las distintas características de agua bruta de los principales mares del planeta.*

*El proceso descrito en el capítulo anterior incluye una recirculación de caudal, lo cual hace necesario un proceso de cálculo iterativo en dos niveles: el denominado Nivel 1 es el encargado de definir el proceso a partir de la idea inicial y a medida que aumenta el número de iteraciones se consigue su afino; y el denominado Nivel 2 que permite ajustar la salinidad de entrada a las membranas a un valor inferior al del agua de mar de manera que todo el proceso funcione a una presión inferior.*

*Los programas de cálculo utilizados están basados en una hoja de cálculo diseñada específicamente para realizar los balances másicos que tienen lugar en este proceso; y en uno de los tres programas de cálculo de membranas más utilizado a nivel mundial.*

---

## 5.1 DATOS DE PARTIDA

El punto de partida para poder realizar los cálculos es definir la calidad de agua bruta (agua de entrada) y la calidad de agua tratada a obtener con el proceso propuesto en esta Tesis (agua de salida).

La calidad de agua bruta corresponde al balance iónico, la salinidad y el rango de temperaturas de los distintos mares. De acuerdo con los valores obtenidos en el capítulo 2, se han fijado los siguientes datos de partida que abarcan la mayor parte de los mares:

- Salinidad de agua de mar: Entre 30.000 mg/l y 40.000 mg/l
- Temperatura: Entre 10°C y 30°C

Los cálculos han sido realizados para intervalos de salinidad de 1.000 mg/l, entre 30.000 y 40.000 mg/l. Con respecto a la temperatura se han tomado 7 intervalos entre 10° y 30°C; con lo que se obtiene la siguiente matriz de casos estudiados:

CASOS EN ESTUDIO		Salinidad - SDT (g/l)										
		30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Temperatura (°C)	10	Caso 1	Caso 8	Caso 15	Caso 22	Caso 29	Caso 36	Caso 43	Caso 50	Caso 57	Caso 64	Caso 71
	14	Caso 2	Caso 9	Caso 16	Caso 23	Caso 30	Caso 37	Caso 44	Caso 51	Caso 58	Caso 65	Caso 72
	17	Caso 3	Caso 10	Caso 17	Caso 24	Caso 31	Caso 38	Caso 45	Caso 52	Caso 59	Caso 66	Caso 73
	20	Caso 4	Caso 11	Caso 18	Caso 25	Caso 32	Caso 39	Caso 46	Caso 53	Caso 60	Caso 67	Caso 74
	23	Caso 5	Caso 12	Caso 19	Caso 26	Caso 33	Caso 40	Caso 47	Caso 54	Caso 61	Caso 68	Caso 75
	26	Caso 6	Caso 13	Caso 20	Caso 27	Caso 34	Caso 41	Caso 48	Caso 55	Caso 62	Caso 69	Caso 76
	30	Caso 7	Caso 14	Caso 21	Caso 28	Caso 35	Caso 42	Caso 49	Caso 56	Caso 63	Caso 70	Caso 77

**Tabla 5.1:** Matriz de casos de estudio

A partir de las definiciones de salinidad y los balances iónicos mostrados en el capítulo 2, la siguiente tabla muestra los balances iónicos de cada uno de los casos estudiados en esta Tesis:

SALINIDAD DE AGUA DE MAR - SDT

		Gramos/litro										
		30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
<b>K</b>	mg/l	331	343	354	365	376	387	398	409	420	431	442
<b>Na</b>	mg/l	9209	9516	9823	10130	10437	10744	11051	11358	11665	11971	12278
<b>Mg</b>	mg/l	1110	1147	1184	1221	1258	1295	1332	1369	1406	1443	1480
<b>Ca</b>	mg/l	349	361	372	384	396	407	419	431	442	454	465
<b>Sr</b>	mg/l	11.64	12.02	12.41	12.80	13.19	13.57	13.96	14.35	14.74	15.13	15.51
<b>total cationes</b>		<b>11.011</b>	<b>11.378</b>	<b>11.745</b>	<b>12.112</b>	<b>12.479</b>	<b>12.846</b>	<b>13.213</b>	<b>13.580</b>	<b>13.947</b>	<b>14.314</b>	<b>14.681</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	mg/l	122	126	130	134	138	142	146	150	154	158	162
<b>CO<sub>3</sub></b>	mg/l	9,00	9,30	9,60	9,90	10,20	10,50	10,80	11,10	11,40	11,70	12,00
<b>NO<sub>3</sub></b>	mg/l	3,00	3,10	3,20	3,30	3,40	3,50	3,60	3,70	3,80	3,90	4,00
<b>Cl</b>	mg/l	16.557	17.109	17.661	18.213	18.765	19.316	19.868	20.420	20.972	21.524	22.076
<b>SO<sub>4</sub></b>	mg/l	2.310	2.388	2.465	2.542	2.619	2.696	2.773	2.850	2.927	3.004	3.081
<b>total aniones</b>		<b>19.001</b>	<b>19.635</b>	<b>20.268</b>	<b>20.901</b>	<b>21.535</b>	<b>22.168</b>	<b>22.802</b>	<b>23.435</b>	<b>24.068</b>	<b>24.702</b>	<b>25.335</b>
<b>B</b>		4,20	4,30	4,40	4,50	4,60	4,70	4,80	4,90	5,00	5,05	5,10
<b>SDT</b>		<b>30.016</b>	<b>31.017</b>	<b>32.017</b>	<b>33.018</b>	<b>34.018</b>	<b>35.019</b>	<b>36.019</b>	<b>37.020</b>	<b>38.020</b>	<b>39.021</b>	<b>40.021</b>

Tabla 5.2: Balance iónico a diferentes salinidades

Con respecto a la calidad de agua tratada, como se ha descrito en el capítulo 3, dependiendo del uso de la misma, ésta será más o menos restrictiva. En esta investigación, la comprobación de resultados se ha realizado basándose en un agua para consumo humano que cumpla con la Normativa Estatal y Europea, así como con las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud.

Como valores a analizar se han tomado los siguientes:

- SDT (Sólidos disueltos totales)
- Cloruros
- Sodio
- Boro

Los valores máximos que se han fijado como calidad de agua tratada son los siguientes:

CALIDAD DE AGUA TRATADA (Parámetros de salida) (mg/l)	
Sólidos disueltos totales (SDT)	1.000
Cloruros (Cl <sup>-</sup> )	250
Sodio (Na <sup>+</sup> )	200
Boro (B) <sup>(1)</sup>	2,4
Boro (B) <sup>(2)</sup>	1

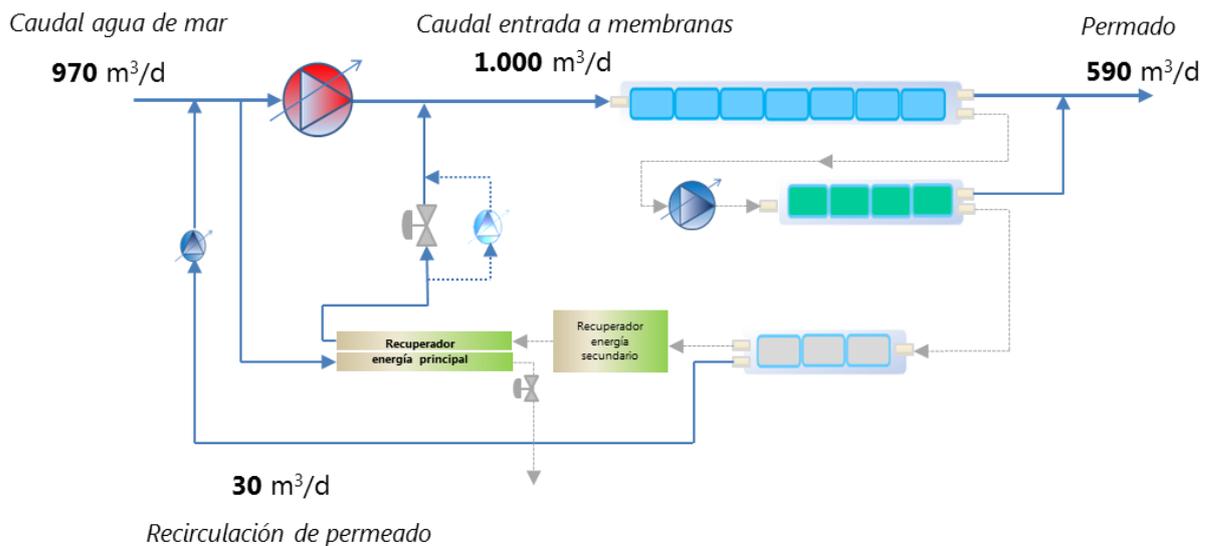
<sup>(1)</sup> de acuerdo con las recomendaciones de la OMS

<sup>(2)</sup> de acuerdo con la normativa Española y Europea

**Tabla 5.3:** Parámetros de salida – Calidad de agua tratada

Estos valores son iguales o inferiores a los valores máximos permitidos en la Normativa Española (RD 140/2003), la Normativa Europea (Directiva Europea 98/83 CEE) o los parámetros recomendados por la Organización Mundial de la Salud para aguas de consumo humano.

Para realizar los cálculos, se ha supuesto una pequeña instalación con un caudal de entrada a las membranas fijado en  $1.000 \text{ m}^3/\text{d}$ , y a partir de ahí, el objetivo es obtener un caudal de agua tratada de  $590 \text{ m}^3/\text{d}$  con una conversión superior al 60%. Con estos valores fijos, el agua de aporte del mar debe ser de  $970 \text{ m}^3/\text{d}$  para cumplir con la conversión, lo cual hace necesaria una recirculación de permeado de  $30 \text{ m}^3/\text{d}$ . La siguiente figura muestra el flujo de caudales:



**Figura 5.1:** Diagrama de caudales del proceso

## 5.2 DESCRIPCION DEL METODO DE CALCULO ITERATIVO

El diseño final del proceso de desalación propuesto en esta tesis, es el resultado de un proceso iterativo hasta alcanzar los resultados esperados.

Esta metodología de cálculo se ha realizado a dos niveles:

- NIVEL 1: Diseño de la instalación
- NIVEL 2: Ajuste de la salinidad de entrada a las membranas

### 5.2.1 Iteración de nivel 1

Este nivel de iteración consiste en, partiendo de un diseño inicial, ir modificando el mismo hasta que los resultados que se obtengan sean los adecuados. En las primeras iteraciones, las simulaciones se han realizado para unos pocos casos, de manera que el diseño inicial se modifica de una manera sustancial. Una vez que los resultados van siendo mejores, el número de casos en estudio aumenta, ampliando el rango de validez de la instalación y afinando el diseño de la misma.

Una vez obtenido el diseño definitivo, se realiza la simulación de la operación para todos los casos posibles que contempla esta tesis de manera que se demuestre la validez del proceso.

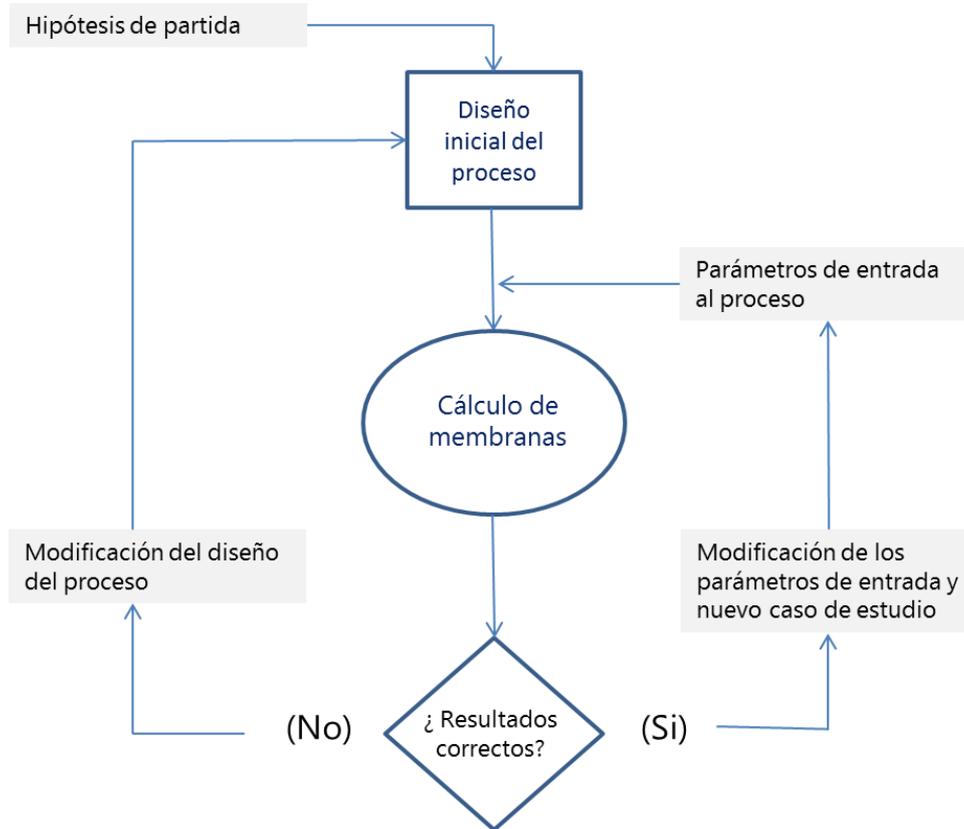
El diseño inicial está basado en los materiales y equipos disponibles en la actualidad, así como la experiencia propia de más de 20 años diseñando plantas de tratamiento de aguas. En este diseño de partida, se realiza una suposición de parámetros de diseño que se van modificando y actualizando en función de la idoneidad o no de los resultados obtenidos durante las simulaciones, en el nivel 2.

Los principales parámetros de diseño que se han supuesto inicialmente son:

- Diseño de la etapa 1 (Flujo de funcionamiento, tipo de membrana y conversión parcial)
- Diseño de la etapa 2 (Flujo de funcionamiento, tipo de membrana y conversión)
- Presión de la bomba elevadora de presión entre etapas 1 y 2
- Diseño de la etapa 3 (Flujo de funcionamiento, tipo de membrana y conversión)
- Caudal de recirculación de la etapa 3 a la entrada al proceso

A continuación se muestra el proceso iterativo de nivel 1:

**METODOLOGIA DE CALCULO**  
(Iteración NIVEL 1 – Diseño del proceso)



**Figura 5.2:** Iteración de Nivel 1

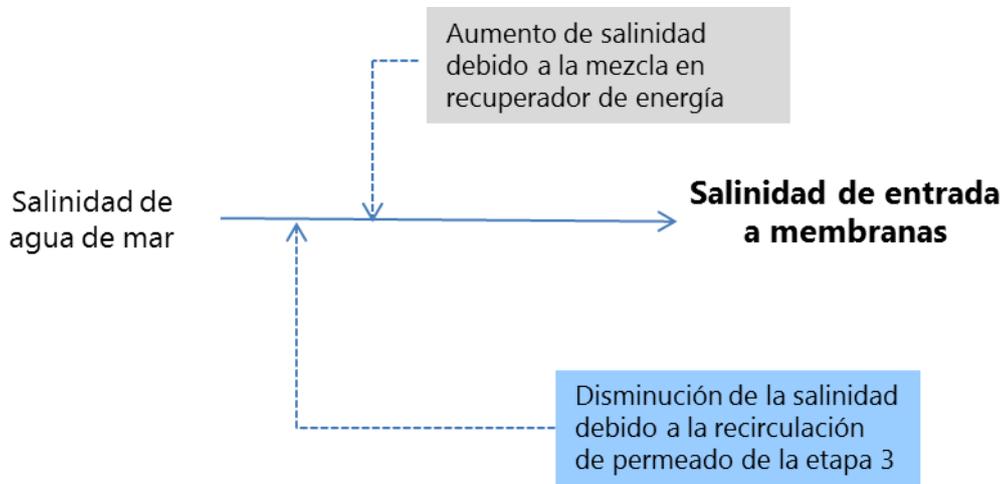
### 5.2.2 Iteración de nivel 2

Una de las especificidades que tiene el proceso desarrollado en esta tesis es la reducción de la salinidad de entrada a las membranas mediante la recirculación del permeado de la tercera etapa. Esto requiere un cálculo iterativo como se explica a continuación.

El programa de simulación de membranas de ósmosis inversa requiere definir las condiciones de agua de entrada a las membranas. Uno de los factores más importantes es la salinidad y esta varía entre la captación de agua de mar y la entrada al proceso de ósmosis. Esta variación es debida a lo siguiente:

- Por un lado, una parte del caudal de agua bruta pasa por el recuperador de energía del tipo cámaras isobáricas, el cual produce un aumento de la salinidad debido al efecto mezcla (“mixing”)
- Por otro lado, el permeado de la tercera etapa se recircula a la entrada del proceso; este permeado tiene una salinidad mucho más baja que el agua de mar con lo cual se produce una reducción de salinidad de la mezcla total.

La combinación de ambos efectos da como resultado una reducción en la salinidad de entrada a las membranas respecto de la salinidad de agua de mar.



**Figura 5.3:** Balance de salinidad de entrada a membranas

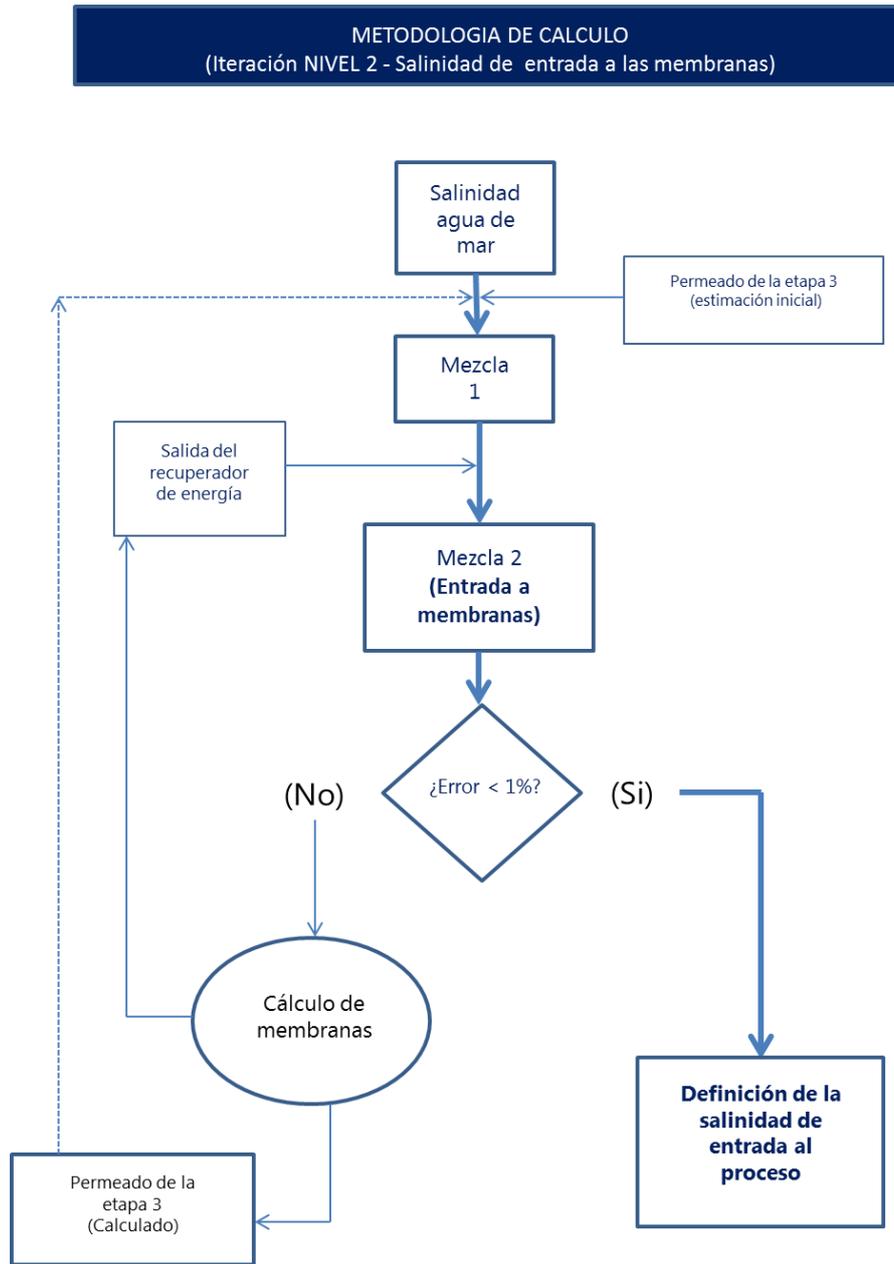
En cada iteración, se calcula el caudal y salinidad del permeado de la etapa 3, y se mezcla con el caudal y salinidad del agua de mar; realizado este balance másico se obtiene la mezcla 1. A continuación, se produce un segundo balance másico entre la mezcla 1 y el caudal proveniente del recuperador de energía de cámaras isobáricas, con lo que se obtiene la mezcla 2. Esta segunda mezcla define el caudal y salinidad que realmente entra a las membranas.

Al realizar una nueva iteración, el agua de mar permanece constante, pero no así la calidad de permeado de la etapa 3 y flujo que proviene del recuperador de energía, con lo cual la mezcla 2 se va modificando.

El proceso se repite tantas veces hasta que la diferencia de salinidad de la mezcla 2 entre las iteraciones (n) y (n-1) es menor del 1%

$$SDT_n^{mezcla 2} - SDT_{(n-1)}^{mezcla 2} < 1\% \tag{5.1}$$

La figura siguiente muestra de manera esquemática el proceso iterativo de nivel 2



**Figura 5.4:** Iteración de Nivel 2

### 5.3 MODELO MATEMATICO DE SIMULACION DE MEMBRANAS

El programa utilizado para realizar la simulación del proceso de desalación de agua de mar se denomina *ROSA (Reverse Osmosis System Analysis; programa desarrollado por la empresa DOW-Filmtec y reconocido mundialmente por todos los expertos en desalación [170]. La versión utilizada ha sido la 9.1 (versión disponible de 2015).*

El programa dispone de varias secciones. Las principales, utilizadas para realizar la simulación, son las siguientes:

- Introducción de datos de agua bruta
- Configuración del sistema
- Informe de la simulación

La sección de introducción de datos de agua bruta incluye el tipo de agua de mar, el balance iónico, el pH y la temperatura máxima de funcionamiento. A la hora de elegir el tipo de agua de mar, se ha tomado el caso más restrictivo. Respecto al balance iónico, se ha partido de la tabla 5.2 para realizar cada una de las simulaciones.

La sección de configuración del sistema permite meter todos los datos del proceso para realizar su posterior simulación de funcionamiento en unas condiciones determinadas. Se introduce el número de etapas, número de membranas en cada etapa, tipo de membrana, caudal de funcionamiento, conversión y contrapresión de cada etapa. Antes de realizar la simulación se debe introducir las condiciones de funcionamiento, es decir, la temperatura y un coeficiente denominado factor de flujo, el cual da una idea de la edad de las membranas y su grado de ensuciamiento. Normalmente, este valor está entre 0,8 – 1. Para realizar las simulaciones, se ha tomado el valor más restrictivo en este rango, es decir 0,8.

A partir del informe de simulación obtenido del programa *ROSA*, los principales datos a tener en cuenta para cada uno de los casos en estudio se muestran en la siguiente figura:

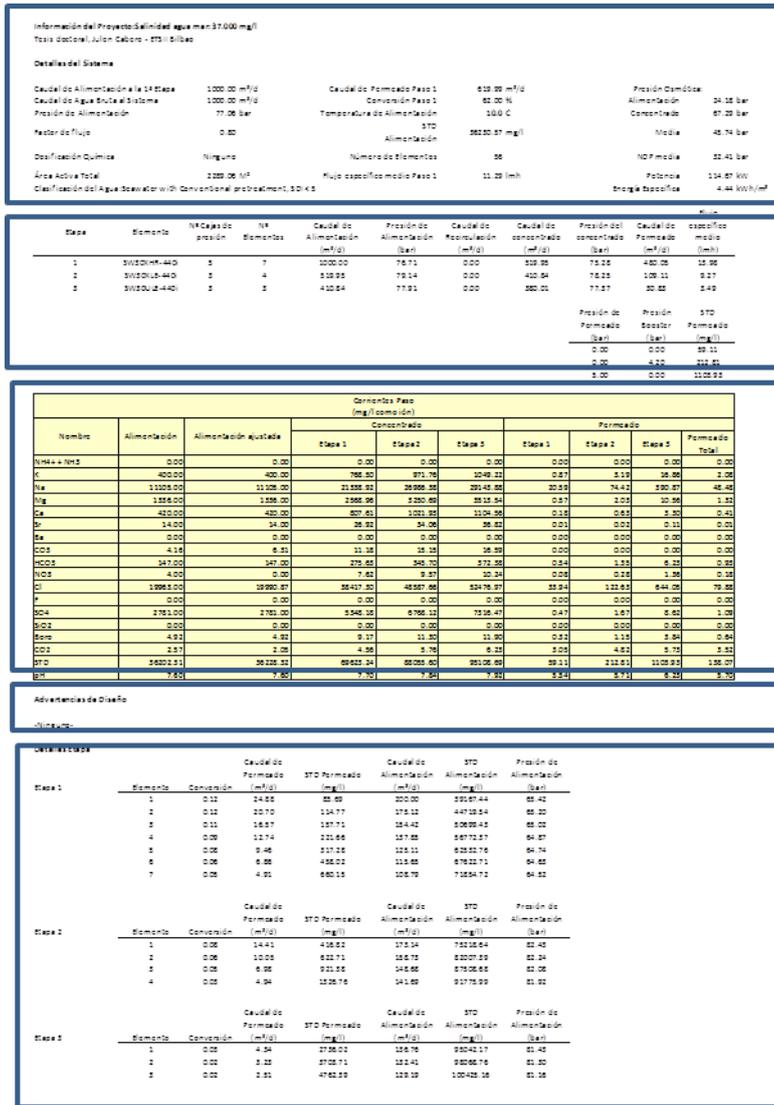


Figura 5.5: Distribución de resultados del programa de simulación de membranas

El informe de simulación está dividido en las siguientes zonas:

- Zona A: muestra los detalles del sistema (caudales, presiones, temperatura, flujo, conversión, factor de flujo)
- Zona B: indica las características de cada una de las etapas del proceso, incluyendo el tipo de membrana, número de membranas, flujos de funcionamiento, caudales y presiones.
- Zona C: muestra el balance iónico en cada una de las zona del sistema (entrada, salida etapa 1, salida etapa 2, salida etapa 3 así como del rechazo)
- Zona D: indica advertencias de diseño en caso de que el sistema supere los valores límite

- Zona E: muestra los detalles de cada una de las tres etapas y de cada una de las membranas dentro de dichas etapas

Este programa de simulación se utiliza como una herramienta intermedia para obtener el resultado final, debido a que permite simular las 3 etapas a la vez pero no el proceso descrito en esta tesis en conjunto. Las principales diferencias entre esta simulación intermedia y el proceso completo son las siguientes:

- En el proceso propuesto en esta tesis, el agua tratada está compuesta por el permeado de las 2 primeras etapas.
- El permeado de la tercera etapa se utiliza para realizar la recirculación a cabeza del proceso.
- La composición iónica del agua de entrada a las membranas se obtiene tras un proceso iterativo.

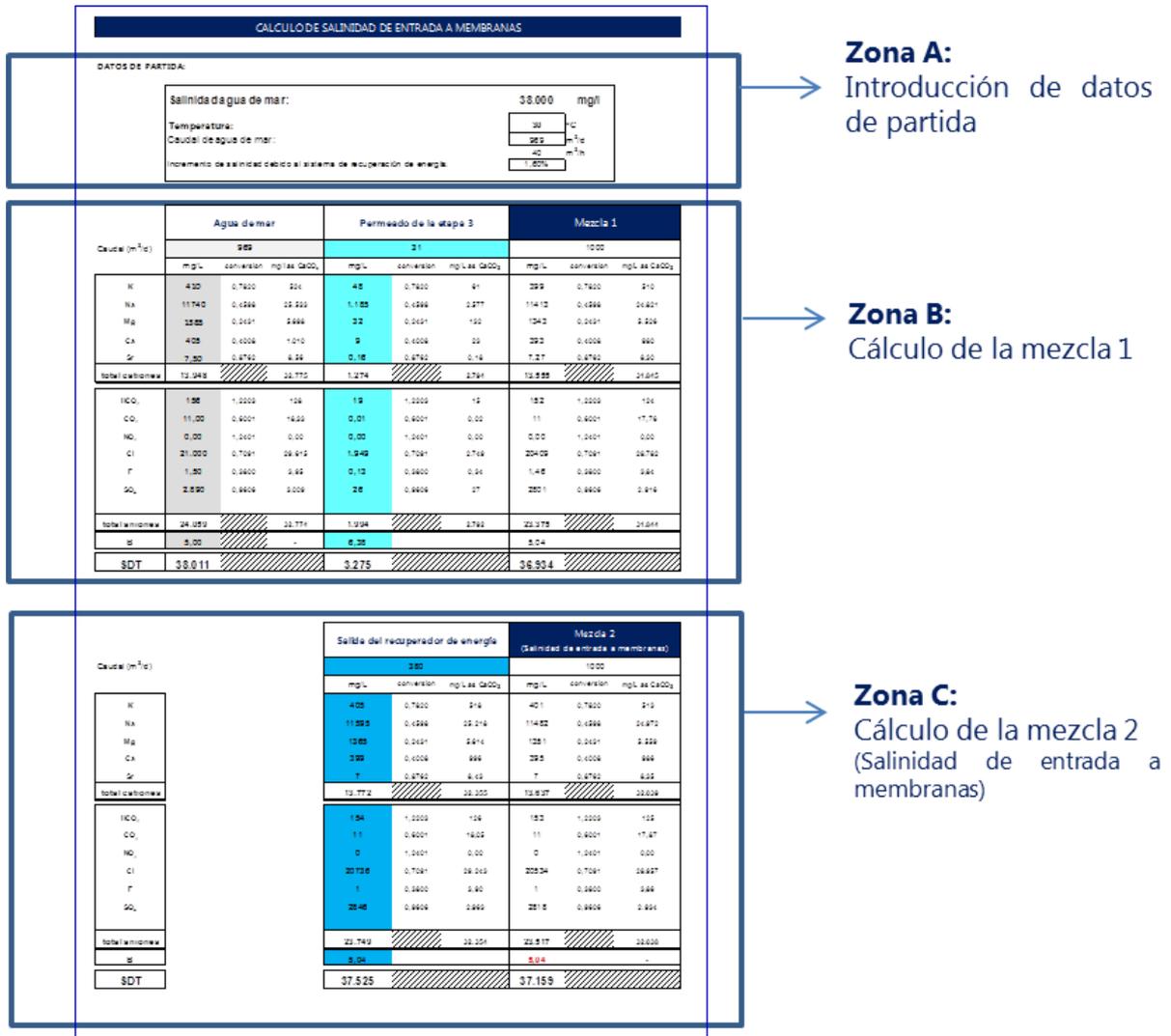
El capítulo siguiente muestra los dos balances másicos diseñados con la hoja de cálculo Excel, específicamente para poder realizar los cálculos de esta tesis:

- El primero de ellos es el balance másico para obtener la salinidad de entrada a las membranas de acuerdo con el método de cálculo iterativo de la figura 5.2
- El segundo es el balance másico de permeado de la primera etapa junto con el permeado de la segunda etapa, después de la última iteración, para obtener el caudal de agua tratada de este proceso

## **5.4 CALCULO DEL BALANCE MASICO EN EL SISTEMA PROPUESTO**

### **5.4.1 Balance másico de entrada al proceso**

Para poder realizar el proceso iterativo de nivel 2 descrito en el apartado 5.2 y poder definir la salinidad de entrada a las membranas de ósmosis inversa, se ha desarrollado un balance másico utilizando como herramienta una hoja de cálculo dividida en 3 zonas:



**Figura 5.6:** Balance másico de salinidad de entrada a membranas

La zona A, es el lugar en el cual se introducen los datos que definen cada caso concreto. Está compuesta de la salinidad de agua de mar, la temperatura de agua de mar, el caudal de agua de mar y el incremento de salinidad debido al porcentaje de mezcla del sistema principal de recuperación de energía.

La zona B, permite realizar el balance másico para obtener la denominada Mezcla 1, mediante la siguiente fórmula:

$$C_i^{M1} = \frac{(C_i^{AM} * Q_{AM}) + (C_i^{P3} * Q_{P3})}{(Q_{AM} + Q_{P3})} \quad (5.2)$$

Dónde:

- $C_i^{M1}$  Concentración del ion "i" en la mezcla 1 (mg/l)
- $C_i^{AM}$  Concentración del ion "i" en el agua de mar (mg/l)
- $C_i^{P3}$  Concentración del ion "i" en el permeado de la etapa 3 (mg/l)
- $Q_{AM}$  Caudal de agua de mar (m<sup>3</sup>/h)
- $Q_{P3}$  Caudal de permeado de la etapa 3 (m<sup>3</sup>/h)

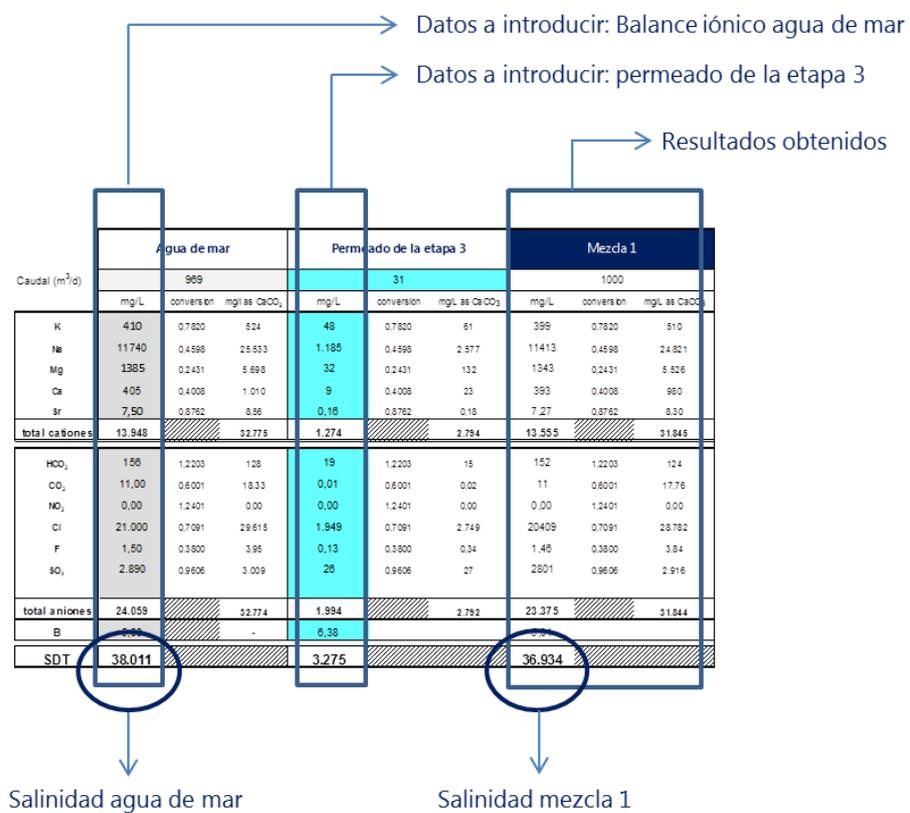


Figura 5.7: Balance másico de la mezcla 1

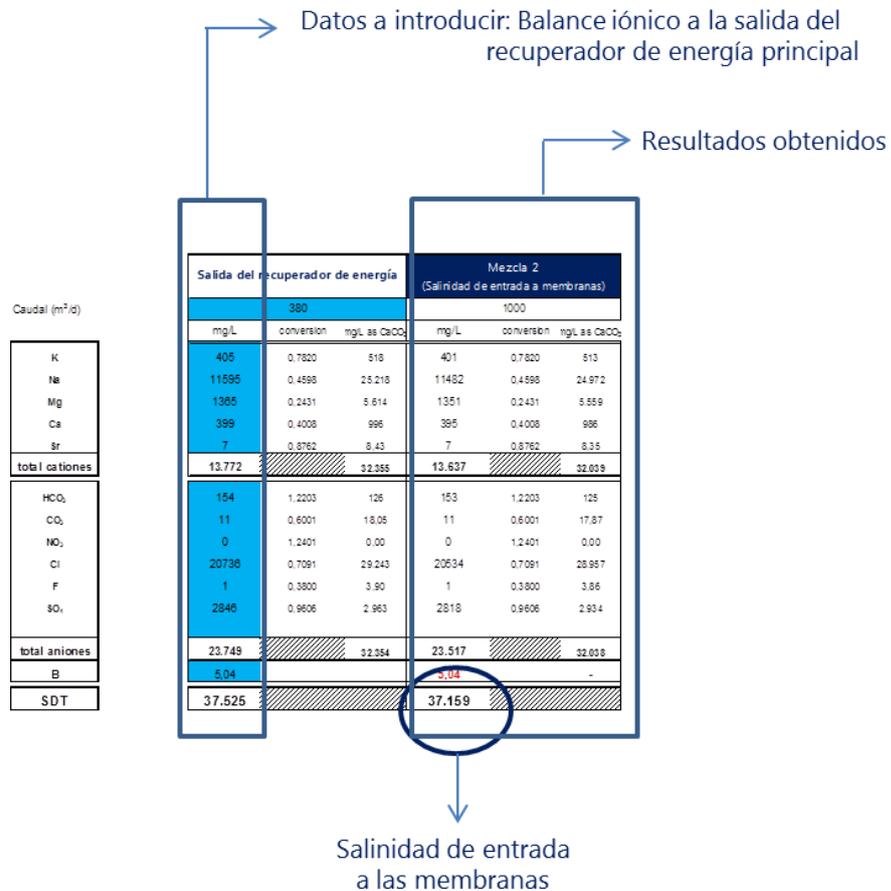
Por último, en la zona C se realiza el balance másico final entre la mezcla 1 obtenida en la zona B y el caudal que pasa a través del recuperador de energía principal, de manera que se obtenga la composición iónica de la mezcla 2, o lo que es lo mismo, la composición iónica del agua que realmente entra a las membranas.

El cálculo del balance másico es similar al de la mezcla 1 como se observa en la siguiente fórmula:

$$C_i^{M2} = \frac{(C_i^{M1} * Q_{M1}) + (C_i^{RP} * Q_{RP})}{(Q_{M1} + Q_{RP})} \tag{5.3}$$

Dónde:

- $C_i^{M2}$  Concentración del ion "i" en la mezcla 2 (mg/l)
- $C_i^{M1}$  Concentración del ion "i" en la mezcla 1 (mg/l)
- $C_i^{RP}$  Concentración del ion "i" en caudal de salida de recuperador de energía principal (mg/l)
- $Q_{M1}$  Caudal de la mezcla 1 (m<sup>3</sup>/h)
- $Q_{RP}$  Caudal de salida del recuperador de energía principal (m<sup>3</sup>/h)



**Figura 5.8:** Balance másico de la mezcla 2**5.4.2 Balance másico de salida de agua tratada**

Una vez realizada la última iteración con el programa de cálculo de membranas ROSA se obtiene, para cada caso concreto, los caudales y concentraciones iónicas de los permeados de las tres etapas que componen este proceso. Los datos de las dos primeras etapas se introducen en la hoja de cálculo diseñada para obtener el balance másico del agua tratada, de acuerdo con la siguiente fórmula:

$$C_i^{AT} = \frac{(C_i^{E1} * Q_{P1}) + (C_i^{E2} * Q_{P2})}{(Q_{P1} + Q_{RP2})} \quad (5.4)$$

Dónde:

$C_i^{AT}$	Concentración del ion "i" en el agua tratada (mg/l)
$C_i^{E1}$	Concentración del ion "i" en el permeado de la etapa 1(mg/l)
$C_i^{E2}$	Concentración del ion "i" en el permeado de la etapa 2 (mg/l)
$Q_{P1}$	Caudal de permeado de la etapa 1 (m <sup>3</sup> /h)
$Q_{P2}$	Caudal de permeado de la etapa 2 (m <sup>3</sup> /h)

La figura 5.9 muestra el balance másico para obtener el caudal y la concentración de sólidos disueltos totales en el agua tratada para las distintas temperaturas en estudio. El Anexo II incluye los cálculos para SDT, cloruros, sodio y boro, todo ello para salinidades entre 30.000 y 40.000 mg/l, a intervalos de 1.000 mg/l.

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10						
14						
17						
20						
23						
26						
30						

↑ Introducción de datos de la **etapa 1**      ↑ Introducción de datos de la **etapa 2**      } **Resultados** de agua tratada (caudal y concentración)

**Figura 5.9:** Balance másico para obtener el agua tratada - SDT

### 5.5 CALCULO DE LA CONVERSION TOTAL DEL PROCESO DE OSMOSIS INVERSA

La conversión total del proceso de ósmosis inversa es el cociente entre el caudal de agua tratada y el caudal de agua de mar, o lo que es lo mismo, el permeado de las etapas primera y segunda dividido por el caudal de entrada a las membranas de ósmosis inversa descontando el caudal recirculado, es decir, el caudal de permeado de la tercera etapa:

$$Conversion (\%) = \frac{Q_{AT}}{Q_{AM}} = \frac{(Q_{P1} + Q_{P2})}{(Q_{EOI} - Q_{P3})} \tag{5.4}$$

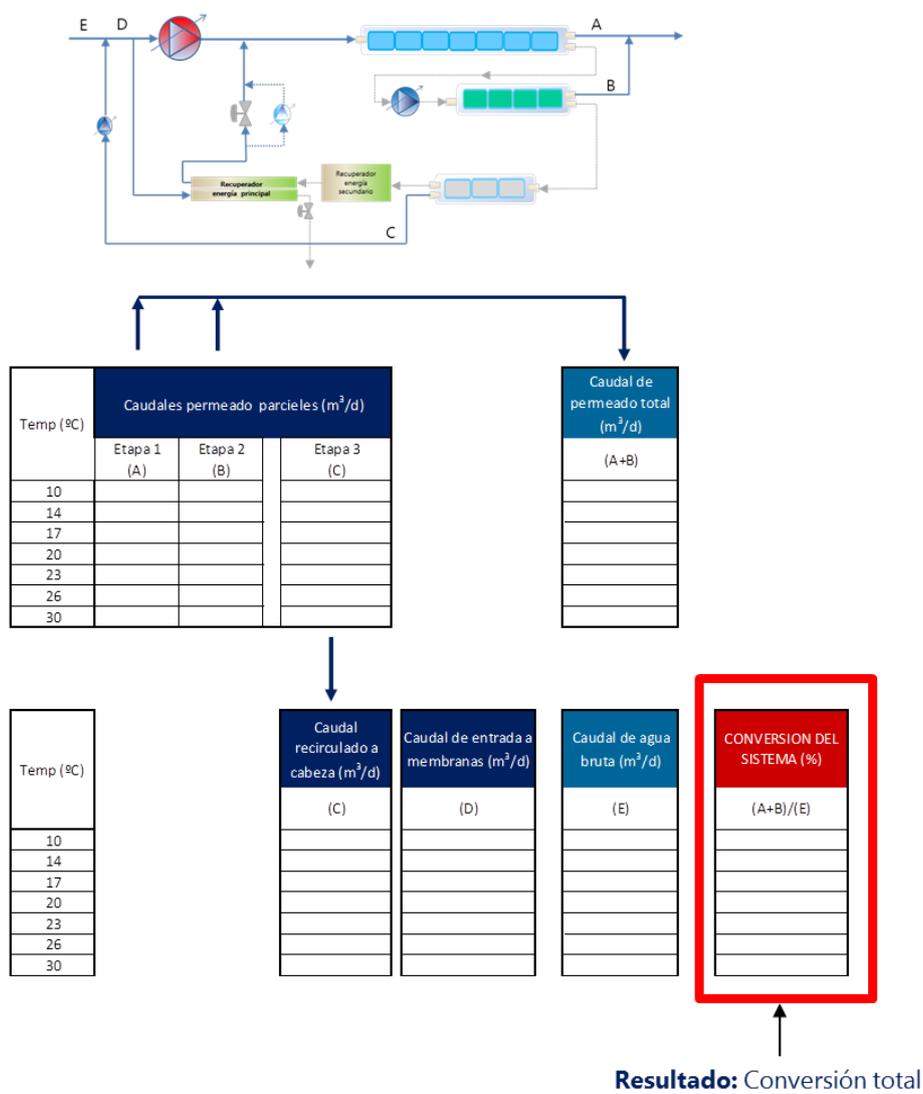
Dónde:

- $Q_{AT}$  Caudal de agua tratada (m<sup>3</sup>/h)
- $Q_{AM}$  Caudal de agua de mar (m<sup>3</sup>/h)
- $Q_{EOI}$  Caudal de entrada a la ósmosis inversa (m<sup>3</sup>/h)
- $Q_{P1}$  Caudal de permeado de la etapa 1 (m<sup>3</sup>/h)

$Q_{P2}$  Caudal de permeado de la etapa 2 ( $m^3/h$ )

$Q_{P3}$  Caudal de permeado de la etapa 3 ( $m^3/h$ )

Para realizar el cálculo de la conversión, se ha fijado como caudal de entrada a las membranas:  $1.000 m^3/d$ , y a partir de ahí, a través del programa de simulación ROSA, se obtienen los caudales de permeado de las tres etapas de ósmosis inversa; estos caudales se introducen en una hoja de cálculo específicamente diseñada para calcular la conversión (figura 5.10 - valores A, B y C) y a partir de ahí, con dicha herramienta se calcula el caudal de agua tratada, el caudal necesario de agua de mar y con ambos, la conversión total del proceso.



**Figura 5.10:** Cálculo de la conversión total del proceso

# CAPÍTULO 6

## RESULTADOS Y VALIDACIÓN DE LA METODOLOGÍA APLICADA

### RESUMEN

---

*Este capítulo muestra los resultados y las conclusiones de los cálculos de realizados durante el desarrollo de esta tesis.*

*Dichos resultados se muestran a modo de tablas y gráficos, los cuales permiten de una manera rápida y sencilla comprobar la validez del proceso propuesto así como la holgura del mismo mediante una comparación entre los resultados de cada una de las condiciones de operación y los valores límite, fijados en las hipótesis de partida*

*Tal y como se describe en capítulos anteriores, los resultados obtenidos incluyen calidad de agua tratada (sólidos disueltos totales, cloruros, sodio y boro), la conversión del sistema así como las presiones en distintos puntos del mismo; todo ello para unas salinidades de agua de mar entre 30.000 y 40.000 mg/l y unas temperaturas entre 10 y 30 °C*

*En la parte final de este capítulo se incluyen los resultados en dos situaciones distintas a las fijadas en las bases de partida. Por un lado, se han modificado las hipótesis de diseño y se ha comprobado cómo se comporta el proceso en esa nueva situación. Y por otro lado, se han realizado los cálculos a una salinidad intermedia, con un rango de temperaturas inferior, buscando hasta que conversión puede llegar el proceso propuesto; es lo que se ha denominado conversión extrema.*

---

## 6.1. SIMULACION A DISTINTAS SALINIDADES Y TEMPERATURAS

Este capítulo es un resumen de los cálculos realizados una vez estabilizado el proceso iterativo de manera que los resultados obtenidos permitan validar el proceso propuesto en esta tesis. Dichos cálculos completos se encuentran en el **Anexo II**.

El rango de validez del estudio, tal y como se ha indicado en el Capítulo 4 *"Hipótesis y diseño del proceso"* se encuentra entre una salinidad de 30.000 y 40.000 mg/l y una temperatura entre 10 y 30°C. Los cálculos se han realizado a intervalos de salinidad de 1.000 mg/l lo que supone 11 salinidades diferentes, con temperaturas de 10, 14, 17, 20, 23, 26 y 30°C. Esto forma una matriz de 77 casos que son los que componen la investigación.

Para realizar la validación del proceso propuesto, se han tenido en cuenta tres aspectos:

- La calidad de agua tratada
- La conversión total del proceso
- La presión de operación en las distintas zonas del proceso

Para realizar la validación de la calidad de agua tratada, se analizan en este capítulo los sólidos disueltos totales, así como los iones Sodio, Cloruro y Boro. Estos iones representan algo más del 85% de los iones del agua de mar, lo cual permite, junto con los SDT, analizar de manera adecuada el proceso. Se comprueba que todos los parámetros de calidad tengan un valor inferior a los máximos definidos en el Capítulo 5 – *"Metodología de cálculo"*.

Para realizar la validación de la conversión del proceso se analizan, en todas las condiciones del estudio, los caudales de entrada, salida y de recirculación de manera que permita comprobar que en todos los casos la conversión es superior al 60%

Por último, se incluye el análisis de las presiones en distintos puntos del sistema para comprobar que, en ninguno de ellos se supera el valor máximo definido por el fabricante de membranas de ósmosis inversa.

## 6.2. ANALISIS DE LOS SOLIDOS DISUELTOS TOTALES

El valor de los SDT a la salida de agua tratada es función de la temperatura y a la salinidad del agua de mar a la entrada. La tabla siguiente muestra como los SDT del agua tratada van aumentando a medida que se incrementa la temperatura y la salinidad aunque, en todos los casos, este valor está muy por debajo del máximo admitido por las normativas tanto Nacional como Europea, así como por debajo del valor recomendado por la OMS.

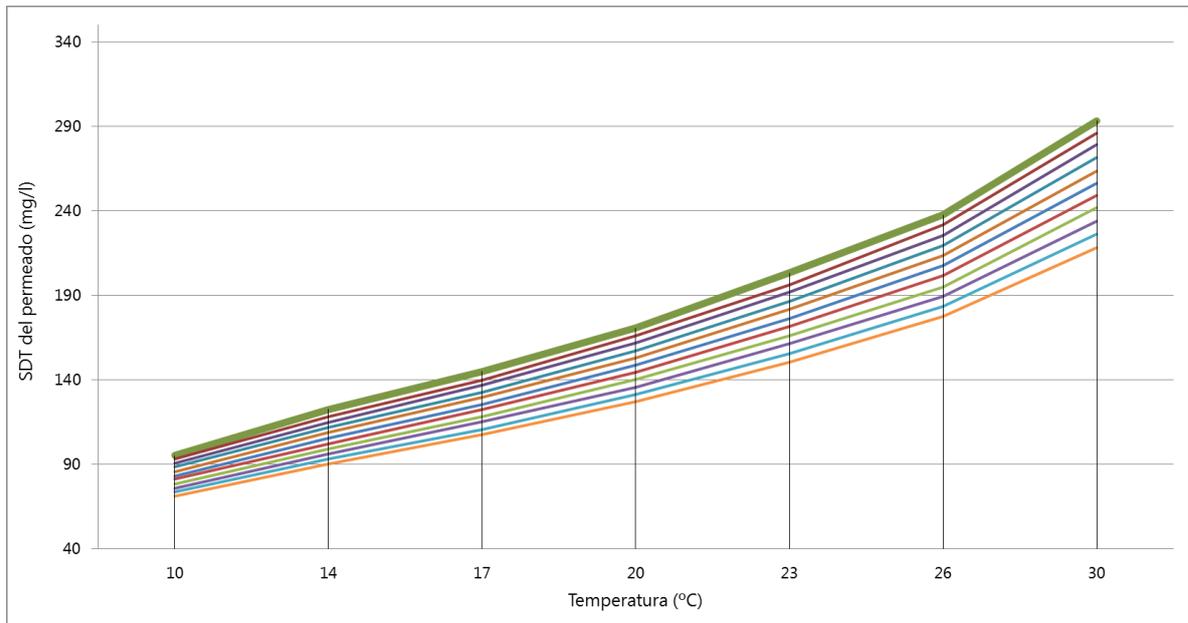
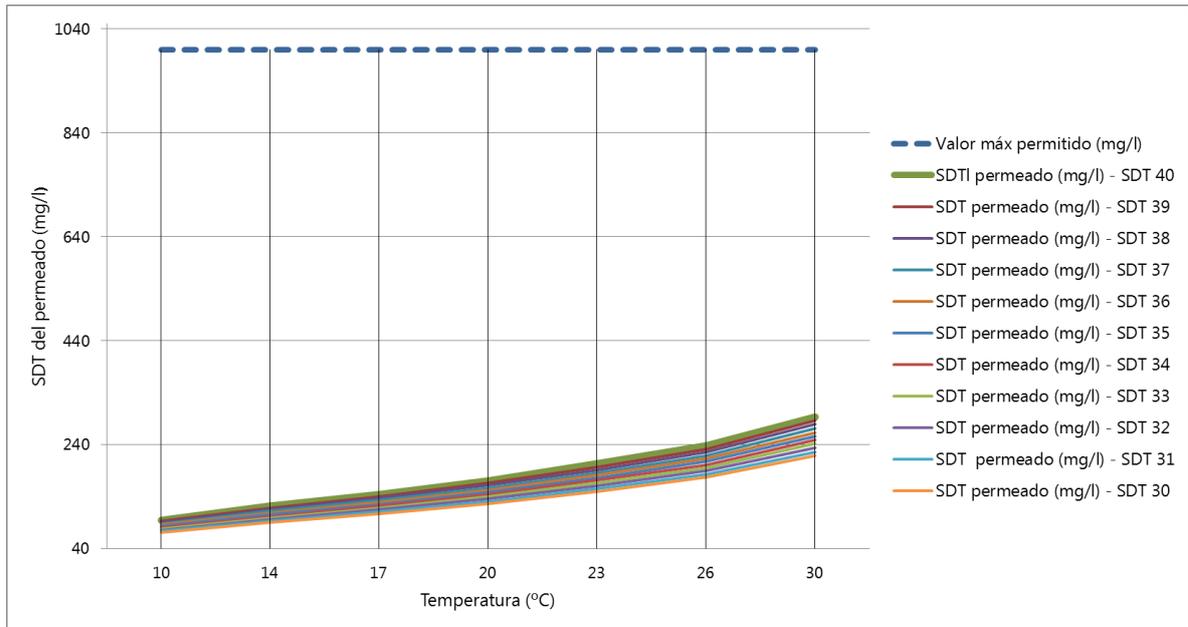
Calidad de permeado - Sólidos disueltos totales (mg/l)							Valor Max permitido
Temp (°C)	Calidad de permeado - SDT = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l	
10	71	74	76	78	81	83	1000
14	90	93	96	99	102	105	1000
17	107	111	115	118	122	125	1000
20	127	131	136	140	144	149	1000
23	150	155	161	166	171	176	1000
26	177	183	189	195	201	207	1000
30	218	226	234	242	249	256	1000

Temp (°C)	Calidad de permeado - SDT = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Valor Max permitido
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l	
10		86	88	90	93	95	1000
14		109	112	115	118	122	1000
17		129	133	137	140	145	1000
20		153	157	162	166	171	1000
23		182	186	192	196	203	1000
26		213	219	225	232	237	1000
30		264	272	279	286	293	1000

**Tabla 6.1:** Calidad de permeado – Sólidos disueltos totales

Estos mismos resultados, representados de un modo gráfico, se observan en la siguiente figura, la cual está dividida en dos partes: la primera de ellas a escala completa para ver la proporción real entre los valores de salida de SDT y el valor máximo; y una segunda parte, representada en una escala ampliada, en la que se puede apreciar más claramente las diferencias al trabajar con agua de mar de distintas salinidades



**Figura 6.1:** Calidad de permeado – Sólidos disueltos totales

### 6.3. ANALISIS DE CLORUROS

El anión más abundante en el agua de mar es el ion Cloruro. La tabla siguiente muestra como los Cloruros del agua tratada van aumentando a medida que se incrementa la temperatura y la salinidad y, en todos los casos, este valor está muy por debajo del máximo admitido por las normativas tanto nacional como Europea, así como por debajo del valor recomendado por la OMS.

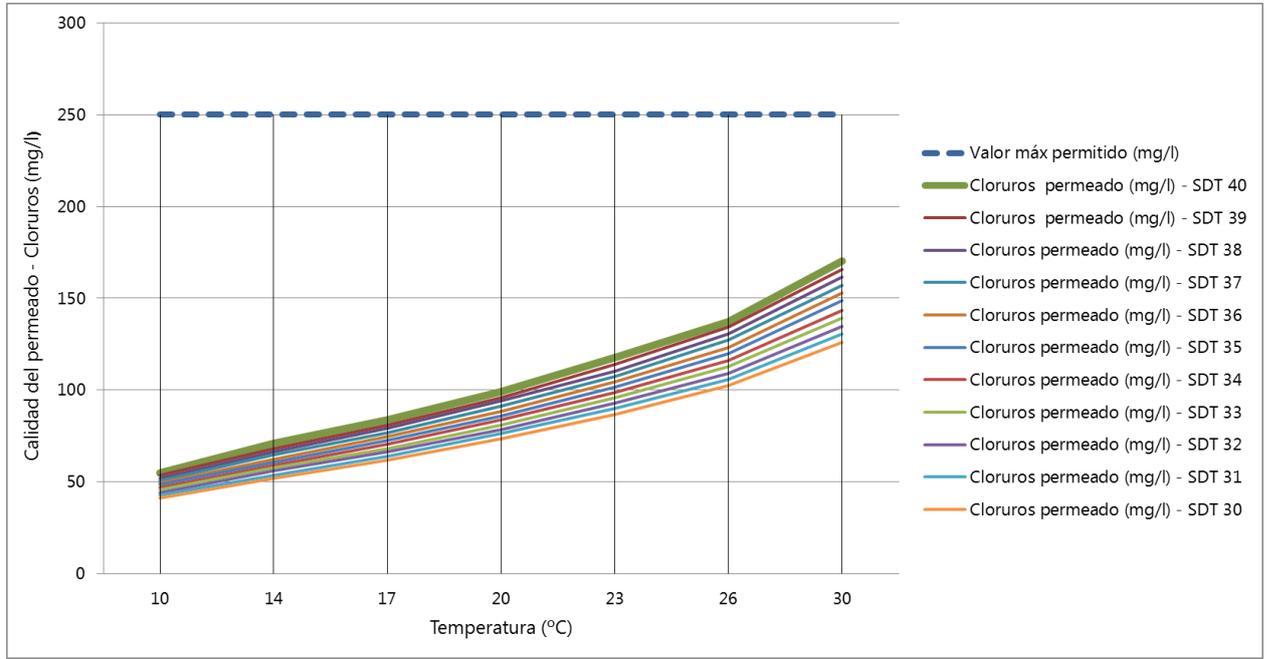
Calidad de permeado - Cloruros (mg/l)							Valor Max permitido
Temp (°C)	Calidad de permeado - Cloruros = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l	
10	41	43	44	46	47	48	250
14	52	53	56	57	59	61	250
17	62	64	66	68	71	72	250
20	74	76	78	81	84	86	250
23	87	90	93	96	99	102	250
26	102	106	109	113	116	120	250
30	126	130	135	139	143	149	250

Temp (°C)	Calidad de permeado - Cloruros = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Valor Max permitido
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l	
10		49	50	52	53	55	250
14		62	65	66	68	71	250
17		75	77	79	81	84	250
20		88	91	94	96	99	250
23		104	107	110	114	117	250
26		123	127	130	134	137	250
30		153	157	162	166	170	250

**Tabla 6.2:** Calidad de permeado – Cloruros

Estos resultados, representados de un modo gráfico, se observan en la siguiente figura, la cual sigue una tendencia similar a la gráfica de los SDT, con un valor de cloruros, en todos los casos estudiados, inferior a los valores máximos admisibles



**Figura 6.2:** Calidad de permeado – Cloruros

Comparando el valor máximo permitido por las normativas Europea, Estatal y la recomendación de la OMS con el caso en el cual se obtiene el valor más elevado de cloruros en el permeado, es decir, con la mayor temperatura y la mayor salinidad de entrada, el valor obtenido con el proceso propuesto tiene un coeficiente de seguridad alrededor del 50%

### 6.4. ANALISIS DEL SODIO

El catión más abundante en el agua de mar es el ion Sodio. Al igual que ocurre con los SDT y con los Cloruros, el sodio del agua tratada va aumentando a medida que se incrementa la temperatura y la salinidad y, en todos los casos, este valor está muy por debajo del máximo admitido, tal y como se observa en la siguiente tabla:

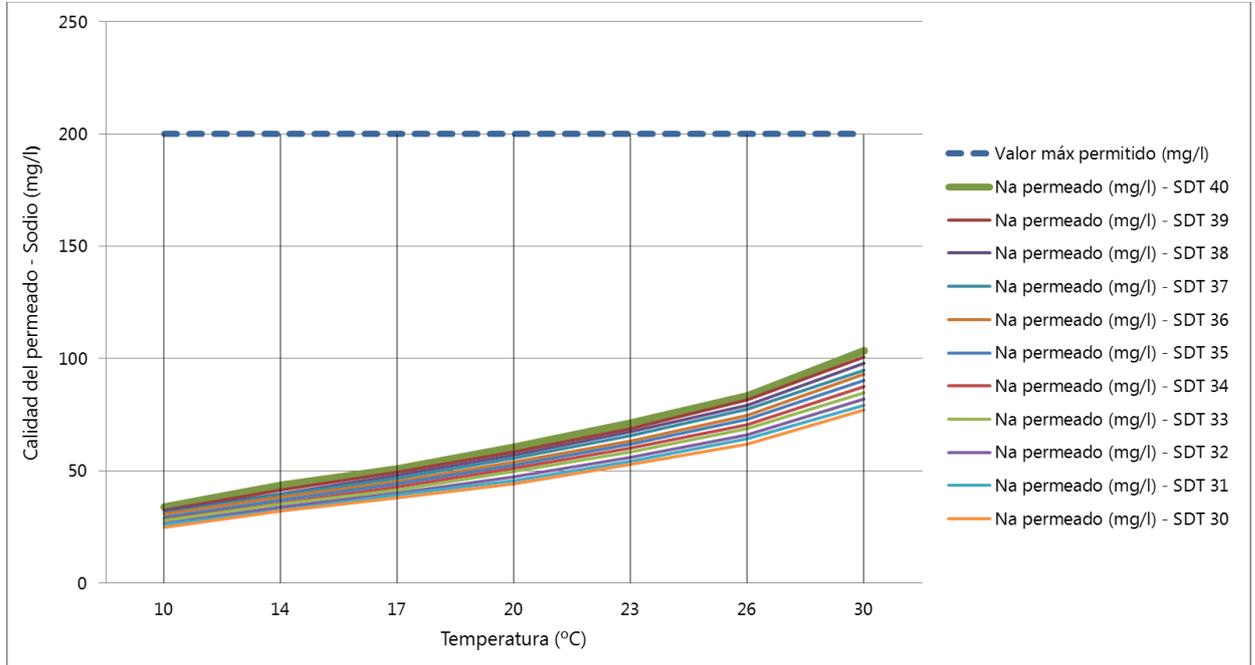
Calidad de permeado - Sodio (mg/l)							Valor Max permitido
Temp (°C)	Calidad de permeado - Sodio = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						
		30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l
10	25	26	27	28	28	29	200
14	32	33	34	35	36	37	200
17	38	39	40	41	43	44	200
20	44	46	47	50	51	53	200
23	53	54	56	58	60	62	200
26	62	64	66	69	70	73	200
30	77	79	82	85	87	90	200

Temp (°C)	Calidad de permeado - Sodio = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Valor Max permitido
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l	
10		31	31	32	32	34	200
14		38	39	40	41	44	200
17		45	47	48	50	51	200
20		54	56	57	59	60	200
23		63	66	67	69	71	200
26		75	77	79	82	83	200
30		93	95	98	101	103	200

**Tabla 6.3:** Calidad de permeado – Sodio

Se observan en la siguiente figura, que al igual que ocurría con los SDT y Cloruros, los valores de agua tratada están muy por debajo de los valores máximos admisibles.



**Figura 6.3:** Calidad de permeado – Sodio

Haciendo una comparación similar a la realizada con los cloruros, el caso en el cual se obtiene el valor más elevado de sodio en el permeado, con el valor máximo permitido por las normativas Europea, Estatal y la recomendación de la OMS, el valor obtenido con el proceso propuesto tiene prácticamente un 100% de coeficiente de seguridad.

### 6.5. ANALISIS DEL BORO

El análisis del boro tiene unas conclusiones diferentes si se estudia teniendo en cuenta unas condiciones de agua tratada acordes a la normativa vigente en España y en la Unión Europea, o teniendo en cuenta las recomendaciones de la organización Mundial de la Salud

Si se tiene en cuenta las directrices marcadas por la OMS, el sistema produce una calidad de Boro en agua tratada con un valor inferior a los máximos recomendados en todos los casos estudiados.

Si se tiene en cuenta la normativa Española o Europea, el sistema produce una calidad adecuada para temperaturas inferiores a 23°C, y sobrepasa el valor máximo permitido para temperaturas superiores a 26°C tal y como se ve en la siguiente tabla:

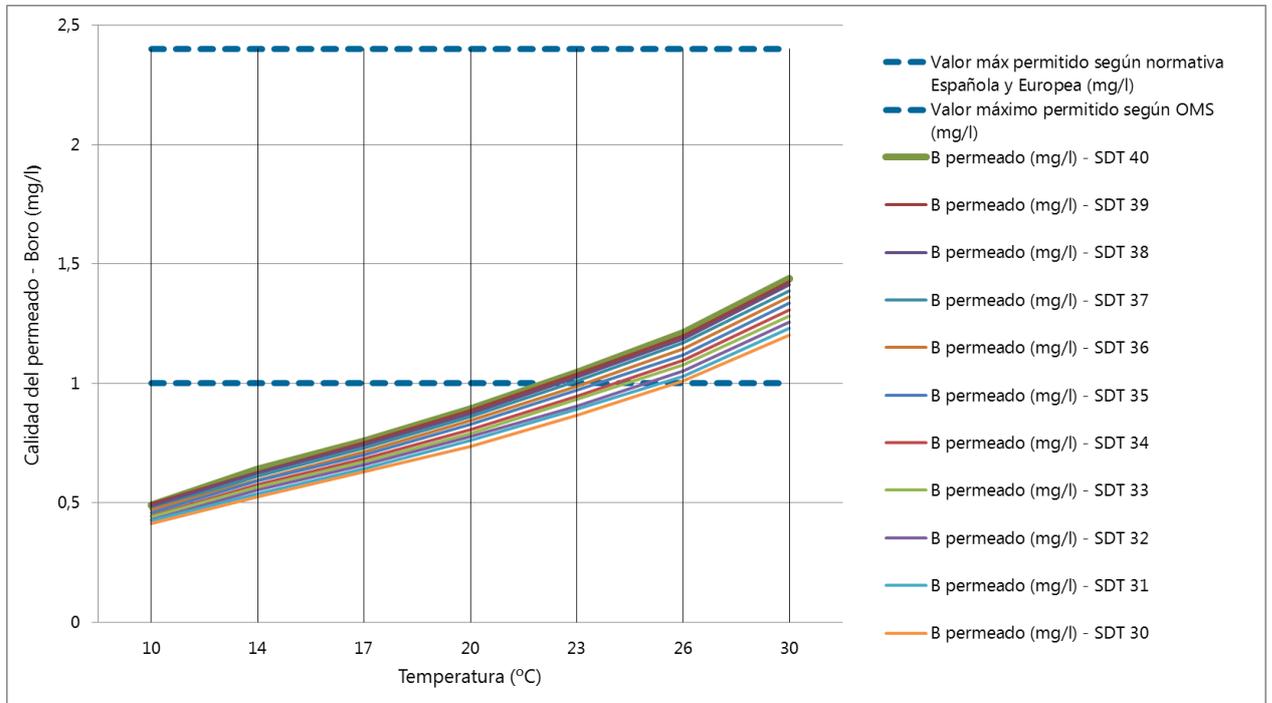
Calidad de permeado - Boro (mg/l)							Valor Max permitido	Valor Max permitido
Temp (°C)	Calidad de permeado - BORO = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Legislación española y Europea	OMS
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l		
10	0,41	0,42	0,43	0,44	0,44	0,46	1	2,4
14	0,53	0,54	0,55	0,57	0,58	0,59	1	2,4
17	0,63	0,64	0,66	0,67	0,69	0,70	1	2,4
20	0,74	0,76	0,78	0,79	0,81	0,83	1	2,4
23	0,87	0,89	0,91	0,93	0,95	0,97	1	2,4
26	1,01	1,03	1,05	1,08	1,10	1,12	1	2,4
30	1,20	1,23	1,26	1,28	1,31	1,34	1	2,4

Temp (°C)	Calidad de permeado - BORO = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Legislación española y Europea	OMS
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l		
10		0,47	0,47	0,49	0,50	0,49	1	2,4
14		0,60	0,61	0,62	0,63	0,64	1	2,4
17		0,71	0,73	0,74	0,75	0,76	1	2,4
20		0,84	0,86	0,87	0,88	0,89	1	2,4
23		0,99	1,01	1,03	1,04	1,04	1	2,4
26		1,15	1,17	1,19	1,20	1,21	1	2,4
30		1,36	1,39	1,41	1,42	1,44	1	2,4

**Tabla 6.4:** Calidad de permeado – Boro

Gráficamente, la figura siguiente muestra las concentraciones de Boro en todos los casos estudiados, así como los valores máximos definidos por las normativas mencionadas.



**Figura 6.4:** Calidad de permeado – Boro

Además del tipo de membrana utilizada, la eliminación de boro por ósmosis inversa depende del pH y de la presión de operación. Al aumentar el pH aumenta el porcentaje de eliminación de boro; igualmente, al aumentar la presión de trabajo aumenta la eliminación de boro [169].

Para los casos en los cuales se superan los valores máximos, es decir para altas temperaturas y una calidad exigida de 1 mg/l en Boro, se ha realizado la simulación del proceso incluyendo una dosificación de sosa (NaOH) a la entrada del sistema sin modificar ninguno de los elementos del proceso. De este modo, el agua de mar a la entrada a las membranas de OI tiene un pH superior, y el rendimiento de eliminación de boro en las membranas aumenta, con lo cual se consigue una mejor calidad de agua tratada.

Esta mejora en el rendimiento de eliminación de boro procede de la propia química del boro y su grado de disociación en función del pH. En condiciones normales, el agua de mar a la entrada a un proceso de ósmosis inversa se

encuentra a un pH entre 7,5 y 8, y el boro, en estas condiciones, se encuentra mayoritariamente en forma de ácido bórico ( $H_3BO_3$ ). A medida que aumentamos el pH, el ácido bórico comienza a transformarse en boratos hasta un pH de 12 en el cual todo el boro se encuentra como boratos. Dado que las membranas de ósmosis tienen un rechazo mayor al ion borato que al ácido bórico, cuanto mayor sea el pH del agua a la entrada a la ósmosis mayor será el rendimiento en la eliminación de boro [21] [22]

La simulación del proceso con adición de sosa se ha realizado a temperaturas entre 23 y 30°C para trabajar con pH entre 8,2 y 8,7 y en todos los casos se han obtenido valores de boro en agua tratada que no superen 1 mg/l. Si el proceso trabajase a pHs superiores, la concentración de boro en el permeado sería aún más baja. En la última década, no es extraño encontrar desaladoras funcionando con pH superiores a 9,5 [26]; de todos modos, en esta tesis se ha limitado el pH en el peor de los casos a 8,7. El Anexo II incluye los cálculos justificativos.

Esta no es la única posibilidad de reducir la concentración de boro a la salida en casos extremos, que ocurren a temperaturas altas. Si se hace funcionar al proceso a flujos más elevados aumenta la calidad del permeado a la vez que la presión de funcionamiento, pero como esto ocurre a temperaturas altas, la presión de funcionamiento es inferior que a temperaturas bajas por lo que el sistema dispone de presión suficiente. El aumento de flujo en una instalación de este tipo se puede conseguir mediante la desconexión de uno o varios tubos de presión, o lo que es lo mismo trabajando con un menor número de membranas.

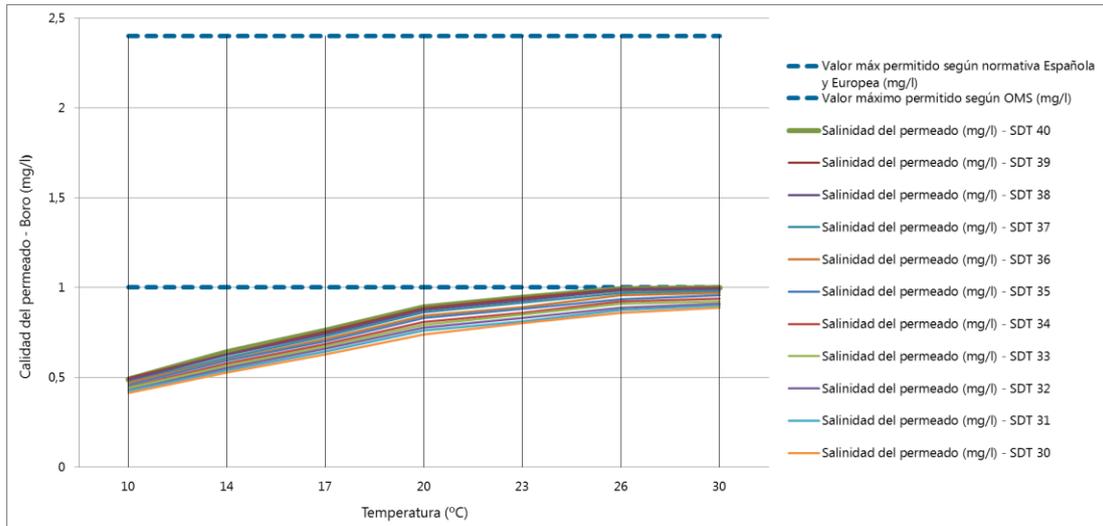
La tabla siguiente muestra los valores de boro a la salida del proceso, así como el pH del funcionamiento a las temperaturas a las cuales se ha realizado la dosificación de sosa, de manera que la calidad de agua tratada sea correcta en todos los casos en estudio. Con respecto a la presión del proceso, en el Anexo II se observa como es similar independientemente de la adición o no de sosa para subir el pH.

Calidad de permeado - Boro (mg/l)							
Temp (°C)	Calidad de permeado - BORO = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Aumento de pH hasta
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l	
10	0,41	0,42	0,43	0,44	0,44	0,46	---
14	0,53	0,54	0,55	0,57	0,58	0,59	---
17	0,63	0,64	0,66	0,67	0,69	0,70	---
20	0,74	0,76	0,78	0,79	0,81	0,83	---
23	0,80	0,81	0,83	0,85	0,86	0,88	8,20
26	0,86	0,87	0,89	0,91	0,92	0,94	8,40
30	0,89	0,90	0,91	0,92	0,94	0,96	8,66

Temp (°C)	Calidad de permeado - BORO = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Aumento de pH hasta
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l	
10		0,47	0,47	0,49	0,50	0,49	---
14		0,60	0,61	0,62	0,63	0,64	---
17		0,71	0,73	0,74	0,75	0,76	---
20		0,84	0,86	0,87	0,88	0,89	---
23		0,89	0,91	0,93	0,94	0,94	8,20
26		0,96	0,97	0,98	0,99	0,99	8,40
30		0,97	0,98	0,99	1,00	1,00	8,66

**Tabla 6.5:** Calidad de permeado – Boro (ajustada)



**Figura 6.5:** Calidad de permeado – Boro (ajustada)

## 6.6. ANALISIS DE LA CONVERSION EN EL SISTEMA

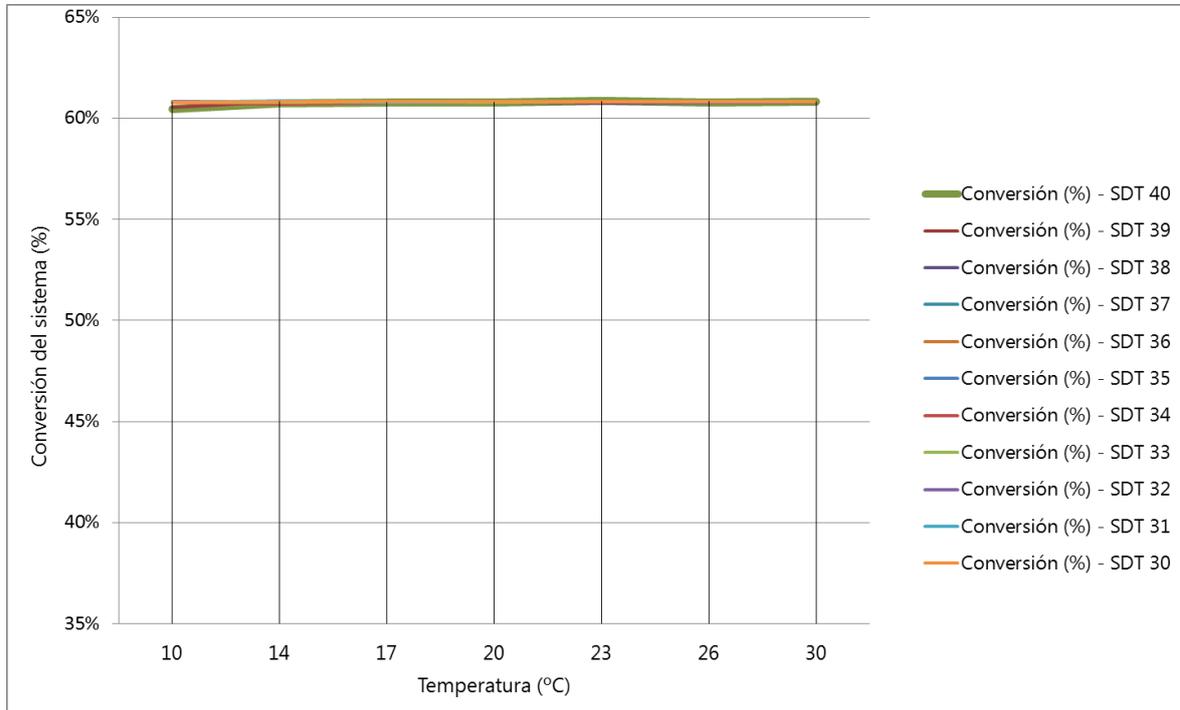
Uno de los objetivos principales de la tesis es la obtención de un proceso de desalación de agua de mar mediante membranas de ósmosis inversa en el cual se obtenga más de un 60% de agua tratada a partir de agua de mar, es decir, con una conversión superior al 60%; y como muestra la tabla de resultados siguiente, el proceso supera dicho valor en todos los casos estudiados.

Conversión (%)						
Temp (°C)	Conversión = $f(\text{Salinidad agua de mar})$					
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l
10	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
14	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,7%	60,8%
17	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
20	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
23	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
26	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
30	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%

Temp (°C)	Conversión = $f(\text{Salinidad agua de mar})$					
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l
10		60,8%	60,8%	60,8%	60,5%	60,5%
14		60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,7%
17		60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
20		60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
23		60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,9%
26		60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%
30		60,8%	60,8%	60,8%	60,8%	60,8%

**Tabla 6.6:** Conversión del sistema para distintas salinidades y temperaturas

De un modo gráfico, se observa en la siguiente figura que las curvas de conversión para distintas salinidades prácticamente tienen los mismos valores.



**Figura 6.6:** Conversión del sistema para distintas salinidades y temperaturas

A la hora de realizar los cálculos, no se ha buscado la conversión máxima para cada uno de los casos concretos, sino que lo que se ha buscado es que el sistema sea estable para todo rango de validez de la investigación.

Definida una localización concreta en la cual ubicar una instalación con este proceso, la salinidad del agua bruta, es decir el agua de entrada al proceso, tendrá un valor fijo, a no ser que dicho agua proceda de diferentes fuentes. Con respecto a la temperatura, hemos fijado una variación de 20°C entre el mínimo y el máximo, pero en muchos casos esta variación será menor. Si se analiza una salinidad concreta y un rango de temperaturas más pequeño es posible obtener unos valores de conversión del sistema superiores.

Como análisis de un caso concreto, se ha estudiado la conversión máxima que se podría obtener con este proceso en el supuesto de tener una instalación en la cual el agua de mar de entrada tenga una salinidad de 37.000 mg/l y un rango de temperaturas entre 15 y 25°C,

## 6.7. GRAFICAS DE PRESIONES EN EL SISTEMA

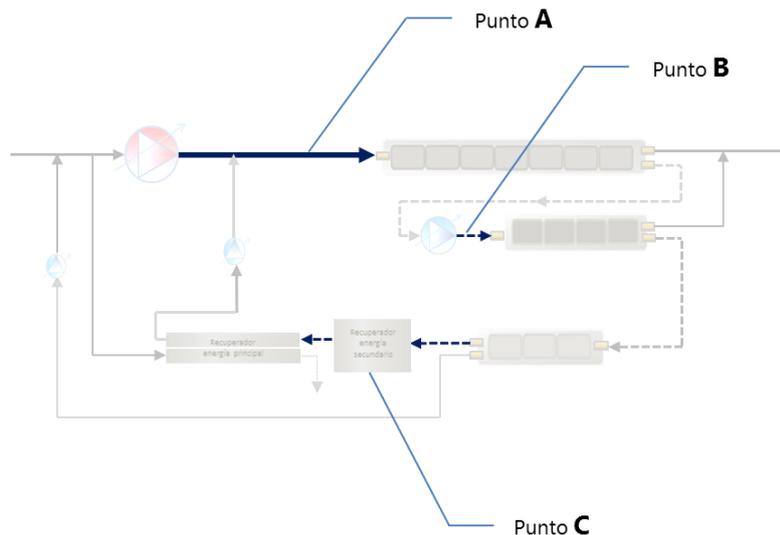
Las membranas de ósmosis inversa tienen un factor limitante que es la presión máxima que soportan, por lo cual, a la hora de diseñar un proceso como el propuesto hay que asegurar que en ninguna situación se supera dicho valor, para evitar el deterioro y rotura. De acuerdo con los fabricantes de membranas este valor es de 83 bar [109].

A la hora de hacer los cálculos, se ha fijado como valor máximo de funcionamiento permitido 82,7 bar

Para analizar la presión del sistema, se ha prestado especial atención a tres zonas concretas:

- Presión de entrada a la etapa 1 (*Punto A*)
- Presión de entrada a la etapa 2 (*Punto B*)
- Presión aprovechada en el recuperador de energía secundario (*Punto C*)

Las dos primeros valores se analizan por representar la presión máxima que soportan las membranas. El tercer valor se analiza por ser una innovación de este proceso y da una idea de la recuperación de energía adicional que se obtendría, aparte de la energía del recuperador principal.



**Figura 6.7:** Localización de puntos de análisis de presión

### 6.7.1. Presión de entrada a la etapa 1

La temperatura, como se puede ver en la tabla de resultados, tiene un impacto muy importante en la presión de alimentación a la primera etapa del proceso. En todos los casos, es inferior al valor máximo, aunque según aumenta la salinidad del agua de mar de entrada, el valor de la presión se acerca a dicho máximo.

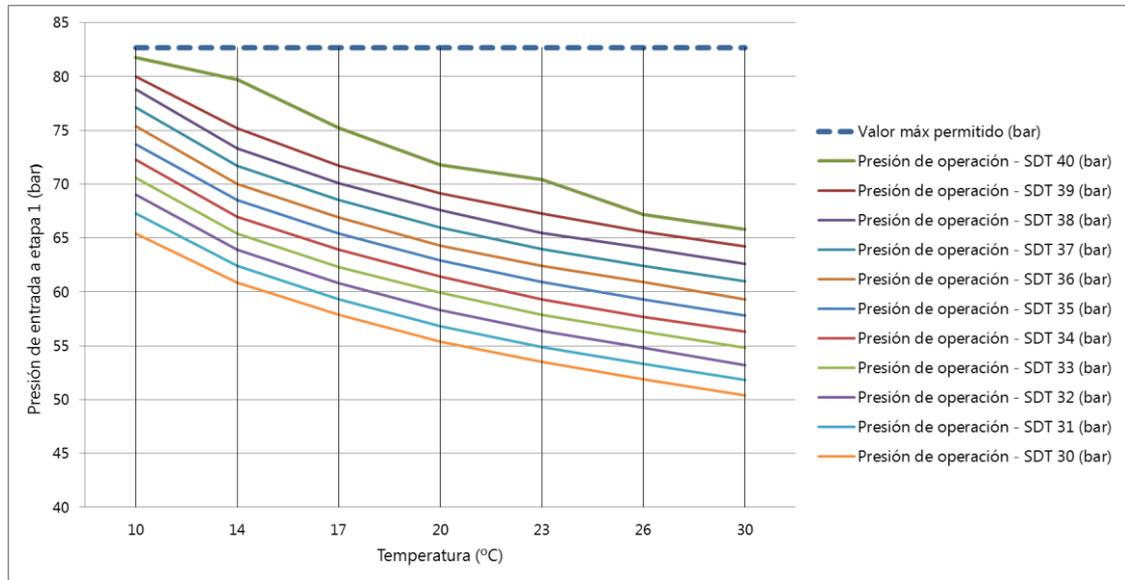
Presión de operación (bar)							Valor Max permitido
Temp (°C)	Presión de entrada a etapa 1 = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l	
10	65,4	67,3	69	70,6	72,2	73,7	82,7
14	60,9	62,4	63,9	65,4	67	68,5	82,7
17	57,9	59,3	60,8	62,3	63,9	65,4	82,7
20	55,4	56,8	58,3	59,9	61,4	62,9	82,7
23	53,5	54,9	56,4	57,9	59,3	60,9	82,7
26	51,9	53,3	54,8	56,3	57,7	59,3	82,7
30	50,4	51,8	53,2	54,8	56,3	57,8	82,7

Temp (°C)	Presión de entrada a etapa 1 = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Valor Max permitido
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l	
10		75,4	77,1	78,8	80,0	81,8	82,7
14		70,0	71,7	73,3	75,2	79,7	82,7
17		66,9	68,5	70,1	71,7	75,2	82,7
20		64,3	66	67,6	69,15	71,8	82,7
23		62,4	64	65,5	67,3	70,4	82,7
26		60,9	62,4	64,1	65,6	67,2	82,7
30		59,3	61	62,6	64,2	65,8	82,7

**Tabla 6.7:** Presiones de alimentación a la etapa 1 del proceso

De un modo gráfico, se observa que al hacer funcionar al sistema con salinidades de entrada de agua de mar de 40.000 mg/l se empiezan a apreciar ligeras diferencias con respecto al resto de salinidades debido a que el proceso se está acercando al valor límite en algunos puntos.



**Figura 6.8:** Presiones de alimentación a la etapa 1 del proceso

### 6.7.2. Presión de entrada a la etapa 2

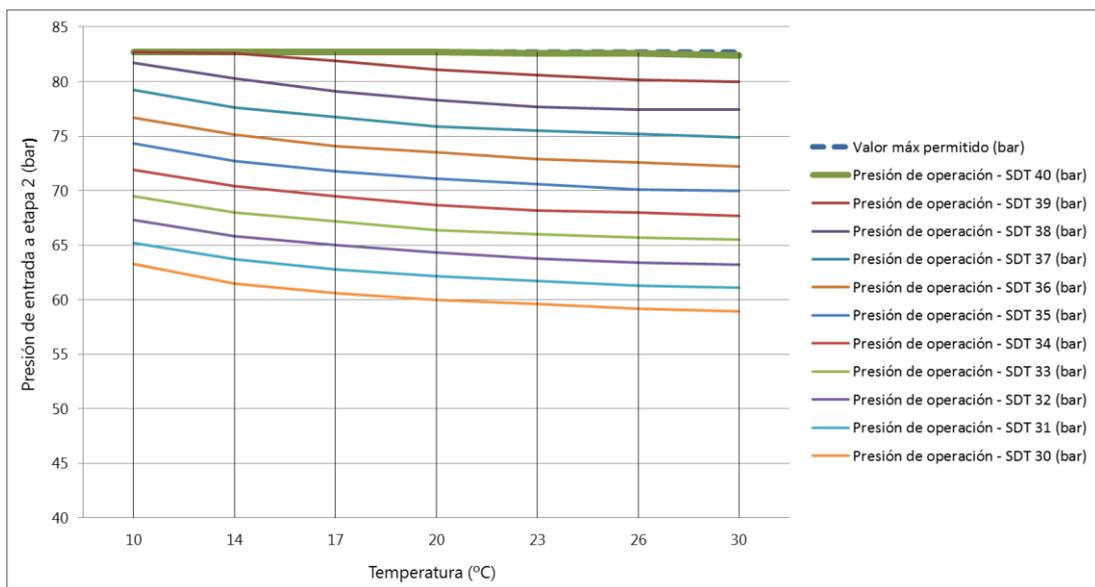
De igual manera que el apartado anterior, la tabla siguiente muestra las presiones de entrada a la segunda etapa del proceso en todos los casos estudiados. La presión de alimentación a esta segunda etapa en el caso de tener una salinidad de 40.000 mg/l marca el límite actual de presión en el sistema.

Hay que indicar que estos cálculos se han realizado para la condición más desfavorable en lo que se refiere al estado de las membranas, las cuales se ha supuesto que están instaladas y en funcionamiento durante varios años, tal y como se describe en el capítulo 4 – “Hipótesis y diseño del proceso”

Presión de operación (bar)							Valor Max permitido
Temp (°C)	Presión de entrada a etapa 2 = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l	
10	63,3	65,2	67,3	69,5	71,9	74,3	82,7
14	61,5	63,7	65,8	68	70,4	72,7	82,7
17	60,6	62,8	65	67,2	69,5	71,8	82,7
20	60,0	62,2	64,3	66,4	68,7	71,1	82,7
23	59,6	61,7	63,8	66	68,2	70,6	82,7
26	59,2	61,3	63,4	65,7	68	70,1	82,7
30	58,9	61,1	63,2	65,5	67,7	70	82,7

Temp (°C)	Presión de entrada a etapa 2 = $f(\text{Salinidad agua de mar})$						Valor Max permitido
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l	
10		76,7	79,2	81,7	82,7	82,7	82,7
14		75,1	77,6	80,3	82,6	82,7	82,7
17		74,1	76,7	79,1	81,9	82,7	82,7
20		73,5	75,9	78,3	81,1	82,7	82,7
23		72,9	75,5	77,7	80,6	82,6	82,7
26		72,6	75,2	77,4	80,16	82,6	82,7
30		72,2	74,9	77,4	79,96	82,4	82,7

**Tabla 6.8:** Presiones de alimentación a la etapa 2 del proceso



**Figura 6.9:** Presiones de alimentación a la etapa 2 del proceso

### 6.7.3. Presión aprovechada en el recuperador de energía secundario

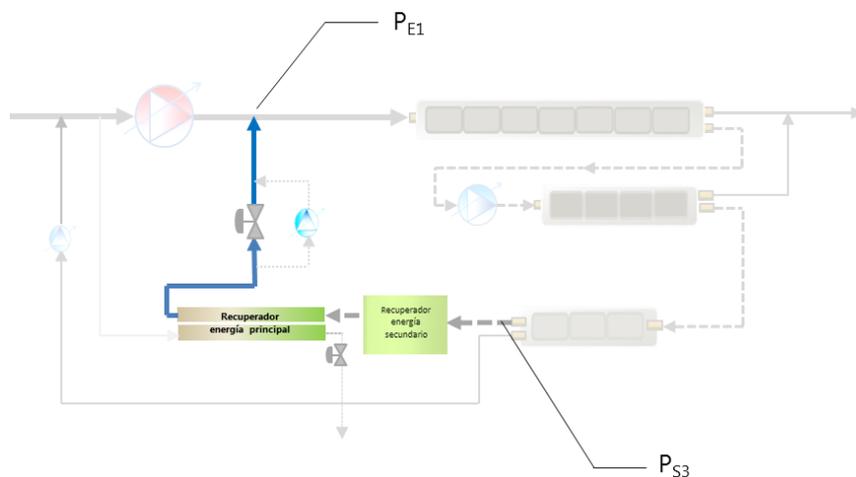
La temperatura a la que trabaje el sistema y la salinidad del agua de mar de entrada al proceso tienen un gran impacto en la presión que se puede aprovechar en el recuperador de energía secundario. Dicha presión viene dada por la siguiente fórmula:

$$P_{REC} = P_{S3} - P_{E1} - Perd \quad (5.1)$$

Siendo:

- $P_{REC}$ : Presión aprovechada en el recuperador de energía secundario (bar)
- $P_{S3}$ : Presión de salmuera a la salida de la tercera etapa de OI
- $P_{E1}$ : Presión de alimentación a la primera etapa de OI
- $Perd$ : Pérdidas de carga entre la salida de salmuera de la tercera etapa y la entrada a la primera etapa.

Las pérdidas de carga denominadas "*Perd*" en la formula anterior tienen en cuenta las pérdidas hidráulicas en tuberías, válvulas y codos, así como las pérdidas en el recuperador de energía principal. A la hora de realizar los cálculos del aprovechamiento energético se ha tomado como hipótesis que dichas pérdidas son 2,5 bar, la cual se considera que es un valor conservador.



**Figura 6.10:** Nomenclatura de presiones – zona recuperadores de energía

La tabla siguiente muestra la presión aprovechada en el recuperador de energía secundario en todos los casos en estudio:

Presión (bar)						
Temp (°C)	Presión aprovechada en recuperador secundario = $f(\text{Salinidad agua de mar})$					
	30 g/l	31 g/l	32 g/l	33 g/l	34 g/l	35 g/l
10	0,0	0	0	0	0	0,0
14	0,0	0	0	0	0	0,1
17	0,0	0	0,1	0,8	1,5	2,3
20	0,6	1,3	2	2,5	3,3	4,1
23	2,1	2,8	3,4	4,1	4,9	5,7
26	3,4	4,1	4,7	5,5	6,3	6,9
30	4,6	5,4	6,2	6,8	7,5	8,3

Temp (°C)	Presión aprovechada en recuperador secundario = $f(\text{Salinidad agua de mar})$					
		36 g/l	37 g/l	38 g/l	39 g/l	40 g/l
10		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
14		1,0	1,8	2,8	3,3	0,0
17		3,1	4,1	4,9	6,1	3,4
20		5,1	5,8	6,7	7,9	6,8
23		6,5	7,5	8,2	9,2	8,2
26		7,8	8,8	9,3	10,6	11,5
30		9,0	10,0	10,9	11,9	12,7

**Tabla 6.9:** Presión aprovechada en el recuperador de energía secundario

Esta presión da una idea cuantitativa de dicho aprovechamiento energético. Para realizar un cálculo más ajustado sobre la energía recuperada, en unidades de energía eléctrica como el Kwh, se aplicarían las fórmulas siguientes:

$$Potencia_{recuperada}(W) = Q * P_{REC} * g * \rho * \eta \quad (5.2)$$

Siendo:

- P: Potencia absorbida
- Q: Caudal de entrada al recuperador secundario (m<sup>3</sup>/s)
- P<sub>rec</sub>: Diferencia de presión entre la entrada y la salida del recuperador secundario (m)
- g: aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)
- ρ: Densidad del agua de entrada al recuperador secundario (kg/m<sup>3</sup>)
- η: Rendimiento del recuperador de energía (%)

Las unidades de la fórmula anterior son del sistema internacional; es común en desalación utilizar la siguiente fórmula con unidades que se manejan habitualmente:

$$Potencia_{recuperada} (KW) = \frac{Q * P_{rec} * 10 * \rho' * \eta}{366} \quad (5.3)$$

Siendo:

- Q: Caudal de entrada al recuperador secundario (m<sup>3</sup>/h)
- P<sub>rec</sub>: Diferencia de presión entre la entrada y la salida del recuperador secundario (bar)
- ρ': Densidad del agua de entrada al recuperador secundario (kg/l)
- η: Rendimiento del recuperador de energía (%)

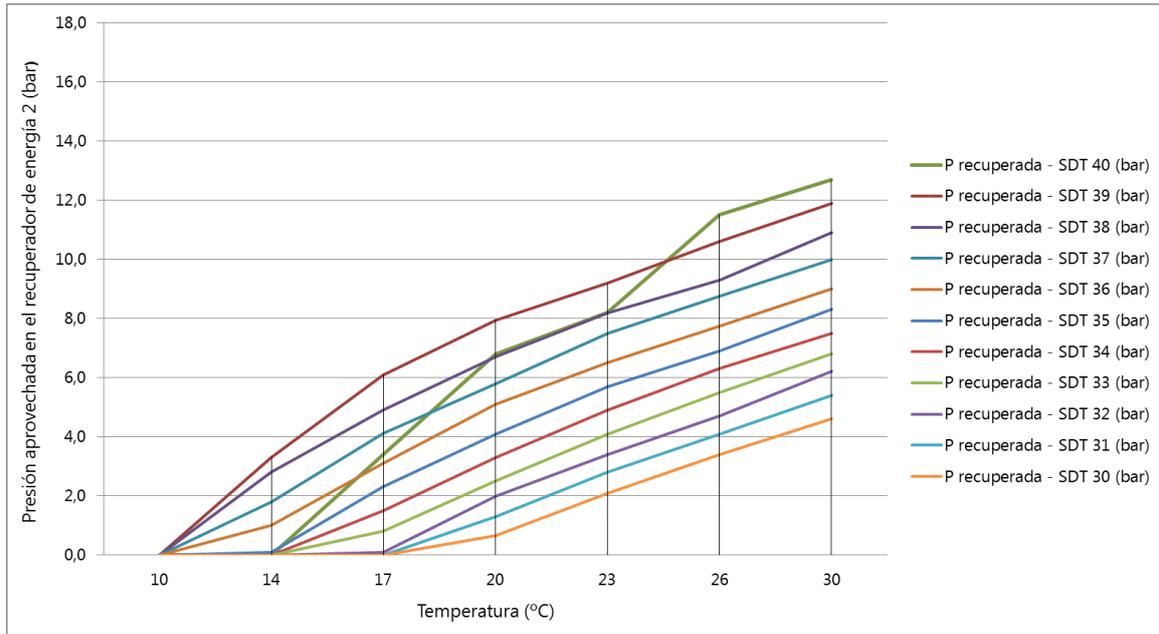
La densidad del agua depende de la salinidad, en este caso, la de la salmuera de la tercera etapa, y de la temperatura. Se puede utilizar como aproximación para hacer el cálculo, el valor de 1,03 kg/l.

La energía recuperada se obtiene mediante el producto de la potencia por el tiempo de funcionamiento:

$$Energía (kwh) = Potencia(kw) \times Tiempo (horas de funcionamiento) \quad (5.4)$$

A bajas temperaturas de agua de mar, el aprovechamiento es muy reducido o despreciable, y a medida que aumenta la temperatura, la energía recuperada se va incrementando.

Se observa en la gráfica siguiente, que con salinidades de entrada de agua bruta de 40.000 mg/l, los valores muestran una tendencia diferente al resto de salinidades estudiadas debido, como se ha mencionado en apartados anteriores, a que el proceso está trabajando en valores extremos.



**Figura 6.11:** Presión aprovechada en el recuperador de energía secundaria

## 6.8. ANALISIS: MODIFICACION DE LA HIPOTESIS DE PARTIDA

Una vez comprobado que el proceso es estable obteniendo tanto la calidad de agua tratada como la conversión total esperadas manteniendo unas presiones en todo el sistema por debajo del límite máximo admitido, en este apartado se ha realizado una comprobación para ver cómo se comporta el proceso si los parámetros de funcionamiento del recuperador de energía principal fuesen peores a las hipótesis de partida supuestas en esta tesis. Esta situación se considera poco probable debido a que la evolución tecnológica de estos aparatos va en el sentido de mejorar sus parámetros de funcionamiento no de empeorarlos; aun así, es interesante ver los datos que se obtienen para analizar cómo le afecta esta variación a los resultados del proceso.

La nueva hipótesis consiste en aumentar el porcentaje de mezcla (*mixing*) del recuperador de energía principal hasta el 2,8%, las pérdidas de salmuera o caudal de lubricación (*leakage*) hasta el 5% y el barrido (*overflow*) hasta el 2%.

Con esta nueva hipótesis, no se han realizado los cálculos para todas las salinidades, sino que se ha elegido el valor más restrictivo, es decir, una salinidad de agua de mar de 40.000 mg/l. Las conclusiones obtenidas con esta salinidad son extensibles al resto de salinidades. A continuación se muestran los resultados.

### 6.8.1. Calidad de agua tratada

La calidad del agua tratada con esta nueva hipótesis tiene unos valores ligeramente más altos a los obtenidos con la hipótesis principal de la tesis, aunque prácticamente inapreciable como muestra la tabla siguiente:

Temp (°C)	Permeado - SDT (mg/l)	
	Tesis	Hipotesis 2
10	95	96
14	122	123
17	145	146
20	171	173
23	203	204
26	237	239
30	293	294

Temp (°C)	Permeado - Cloruros (mg/l)	
	Tesis	Hipotesis 2
10	55	55
14	71	71
17	84	85
20	99	100
23	117	119
26	137	139
30	170	172

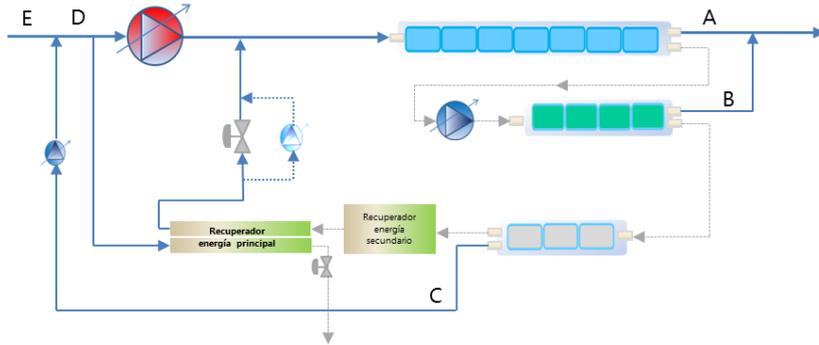
Temp (°C)	Permeado - Sodio (mg/l)	
	Tesis	Hipotesis 2
10	34	34
14	44	44
17	51	51
20	60	61
23	71	72
26	83	85
30	103	104

Temp (°C)	Permeado - Boro (mg/l)	
	Tesis	Hipotesis 2
10	0,49	0,49
14	0,64	0,63
17	0,76	0,76
20	0,89	0,89
23	0,94	0,93
26	0,99	0,97
30	1,00	0,97

**Tabla 6.10:** Calidad de agua tratada modificando la hipótesis de partida

### 6.8.2. Conversión total del sistema

La conversión total del proceso con esta nueva hipótesis es ligeramente más baja que la obtenida con la hipótesis principal de la tesis debido al aumento del caudal de barrido del recuperador de energía principal, que supone una caudal de agua de mar adicional que tiene como efecto una bajada de la conversión. De todos modos, en todos los casos la conversión se sigue manteniendo por encima del 60% tal y como muestra la siguiente tabla:



Tesis			
Temp (°C)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d) (E)	Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)	CONVERSION DEL SISTEMA (%) (A+B)/(E)
10	961	581	60,5%
14	968	588	60,7%
17	969	589	60,8%
20	969	589	60,8%
23	971	591	60,9%
26	970	589	60,8%
30	970	590	60,8%

Hipotesis 2			
Temp (°C)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d) (E)	Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)	CONVERSION DEL SISTEMA (%) (A+B)/(E)
10	970	581	60,1%
14	975	588	60,3%
17	977	589	60,4%
20	979	589	60,4%
23	980	591	60,5%
26	979	589	60,4%
30	978	590	60,4%

**Tabla 6.11:** Conversión del proceso modificando la hipótesis de partida

### 6.8.3. Análisis de presiones

La presión total del proceso con esta nueva hipótesis es ligeramente más alta que la obtenida con la hipótesis principal de la tesis debido al aumento del porcentaje de mezcla; en todo caso, está por debajo del máximo permitido tal y como muestra la siguiente tabla:

Presión - Entrada etapa 1 (bar)		
Temp (°C)	Tesis	Hipótesis 2
10	81,8	82,7
14	79,7	79,7
17	75,2	76,8
20	71,8	73,4
23	70,4	71,6
26	67,2	67,2
30	65,8	67,0

Presión - Entrada etapa 2 (bar)		
Temp (°C)	Tesis	Hipótesis 2
10	82,7	82,7
14	82,7	82,7
17	82,7	82,4
20	82,7	82,7
23	82,6	82,7
26	82,6	82,6
30	82,4	82,7

Presión - Aprovechada en el recuperador 2 (bar)		
Temp (°C)	Tesis	Hipótesis 2
10	0,0	0,0
14	0,0	0,0
17	3,4	1,5
20	6,8	5,2
23	8,2	7,1
26	11,5	11,5
30	12,7	11,9

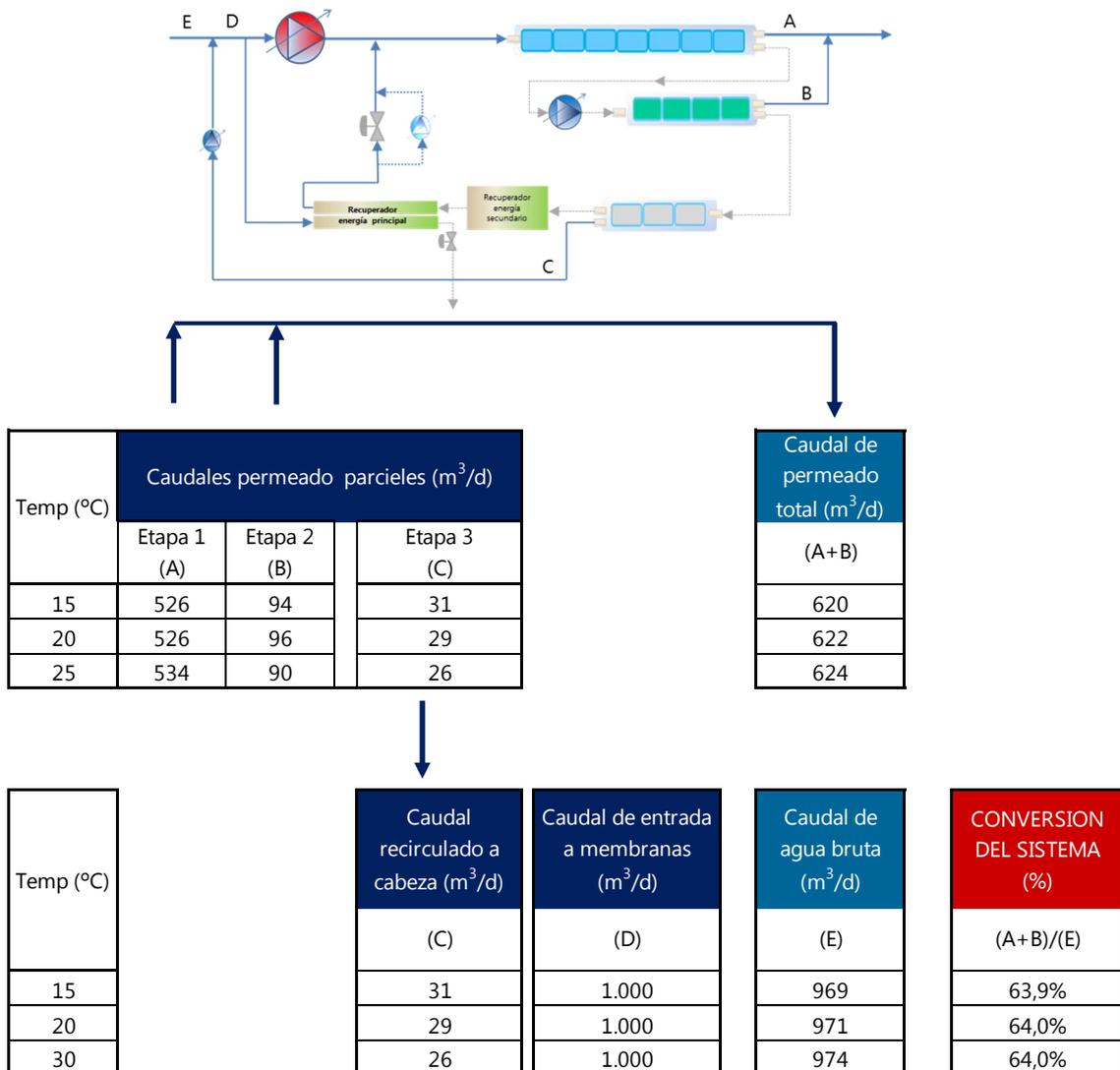
**Tabla 6.12:** Presiones en el proceso modificando la hipótesis de partida

En estas condiciones de salinidad y con esta nueva hipótesis, el proceso propuesto trabajando con una conversión superior al 60% obtiene una calidad de permeado adecuada sin superar en ningún punto del sistema la presión máxima de trabajo, aunque está en el límite tanto a la entrada a la primera etapa como en la entrada a la segunda etapa.

### 6.9. ANALISIS: CONVERSION EXTREMA PARA UNA SALINIDAD FIJA

En la búsqueda de la máxima conversión para un caso más específico, se han realizado los cálculos para el caso concreto de una salinidad de entrada de agua de mar de 37.000 mg/l y un rango de temperaturas entre 15 y 25°C. En estas condiciones, la conversión del proceso puede llegar al 64% manteniendo en todo momento la presión por debajo del valor máximo admisible, y con una calidad de agua a la salida por debajo de los valores máximos admitidos.

Las tablas siguientes muestran los valores de conversión, calidad y presión obtenidos para temperatura de 15, 20 y 25°C:



**Tabla 6.13:** Conversión extrema para SDT=37 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)		Permeado (Cloruros)	
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
15	620	121	620	70
20	622	161	622	93
25	624	214	624	125

Temp (°C)	Permeado (Sodio)		Permeado (Boro)	
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
15	620	43	620	0,65
20	622	57	622	0,86
25	624	75	624	1,00

**Tabla 6.14:** Calidad del permeado con conversión extrema para SDT=37 g/l

Membranas en operación					
Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
15	77,9	6	82,3	80,8	0,4
20	72,4	11	82,0	80,6	5,6
25	70,4	13	82,1	80,7	7,8

**Tabla 6.15:** Presiones del proceso con conversión extrema para SDT=37 g/l

En estas condiciones de salinidad y temperatura, el proceso propuesto trabajando con una conversión del 64% obtiene una calidad de permeado adecuada sin superar en ningún punto del sistema la presión máxima de trabajo.



# CAPÍTULO 7

## CONCLUSIONES Y LINEAS DE INVESTIGACION FUTURAS

### 7.1. CONCLUSIONES Y APORTACIONES DE ESTA TESIS

El agua es un recurso fundamental para la vida y está distribuido de tal manera en el planeta que el 97% es agua salada y el 3% restante es agua dulce, que a su vez se encuentra distribuida en un 79% en forma de hielo, un 20% en aguas subterráneas y tan solo un 1% en agua superficial. Las investigaciones realizadas en los últimos meses acerca de las reservas de agua dulce en los acuíferos de distintas regiones de la tierra alertan de rápido agotamiento de los mismos. El cambio climático y el crecimiento de la población, previsiblemente, reducirán más aún estas reservas. Todo esto hace que la desalación de agua de mar sea cada más una fuente más importante para obtener agua dulce.

La tecnología predominante de desalación de agua de mar ha ido variando desde las últimas décadas del siglo pasado hasta nuestros días, siendo actualmente, la ósmosis inversa la principal tecnología utilizada, representando un 65% del total del agua desalada en el mundo.

La reducción del consumo energético en estas instalaciones ha sido y sigue siendo el objetivo fundamental que mueve la investigación, desarrollo e innovación de nuevos procesos, tecnologías y equipos. En este sentido, el avance ha sido espectacular en los últimos años con el desarrollo de distintos tipos de membranas con menor consumo energético, mayor producción, mejora de materiales, adición de nanocompuestos, sin olvidar la mejora en el rechazo de sales que está ligada a la calidad del agua tratada. El avance en equipos de recuperación de energía no se ha quedado atrás y en los últimos 30 años se ha pasado de rendimientos de recuperación de energía del 70% a

rendimientos en la actualidad de alrededor del 98%. Estos avances han hecho que el consumo energético específico pase de valores superiores a 20 Kwh/m<sup>3</sup> en 1970 a valores actuales por debajo de 3 Kwh/m<sup>3</sup> en algunos casos.

La conversión de un proceso de desalación indica el aprovechamiento de cada litro de agua salada que se extrae del mar. En este sentido, muchas desaladoras anteriores a 1985 estaban diseñadas con conversiones entre el 30% y el 40%, debido a que la tecnología en esos años no permitía una recuperación superior, excepto en casos concretos. A partir de esa fecha y hasta nuestros días, la mayor parte de las desaladoras están diseñadas con una conversión entre el 40% y el 50%, siendo el 45% el valor que más se repite. Esto quiere decir que, por cada 100 litros de agua de mar que se tratan en el proceso de ósmosis inversa, 45 litros se convierten en agua dulce y el resto, 65 litros, es el rechazo que no se aprovecha.

Esta tesis es el resultado de la investigación realizada para obtener un proceso de desalación de agua de mar con una conversión superior al 60%, de modo que se logre obtener el máximo aprovechamiento del agua de mar. A la hora de definir el rango de validez del proceso se han tenido en cuenta la mayor parte de los mares del planeta, de manera que el proceso se comporte de forma estable y con resultados óptimos en un amplio abanico de salinidades y temperaturas de agua de mar. Los resultados obtenidos demuestran que en el rango de salinidades entre 30.000 y 40.000 mg/l, y temperaturas entre 10 y 30°C, este proceso trabajando con una conversión superior al 60% logra una calidad de agua tratada con unos valores de sólidos disueltos totales, cloruros, sodio y boro inferiores a los máximos permitidos por las Normativas Nacional y Europea, así como las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud, trabajando en todo momento con valores de presión que están por debajo del máximo valor admitido por los materiales estándar que se utilizan en la actualidad.

Con las membranas que existen actualmente, los límites del proceso son los siguientes: con respecto a la presión, los dos puntos límites son la entrada a la primera etapa de OI y la entrada a la segunda etapa de OI cuando el agua de mar tiene una salinidad de 40.000 mg/l y una temperatura de 10°C. Con respecto a la calidad de agua tratada, Los valores de SDT, cloruros y sodio son muy inferiores a los máximos admitidos. En el caso del boro, cuando se tiene en cuenta las recomendaciones de la OMS, el valor obtenido es muy inferior a dicha recomendación; si se tienen en cuenta las Normativas de calidad de agua tanto Nacional como Europea, el valor del boro obtenido por el proceso está en el límite cuando la temperatura del agua es superior a 25°C con una concentración de boro a la entrada por encima de 4,8 mg/l. En estos casos, es necesaria un adición de hidróxido sódico para subir el pH hasta valores del orden de 8,2 – 8,7.

El hecho de fijar un rango de validez no quiere decir que fuera de ese rango el proceso no funcione. En esos casos concretos, fuera del rango, sería necesario realizar un estudio para ver el comportamiento en dichas condiciones. Del mismo modo, cuando se analiza un caso concreto de una salinidad fija y un rango de temperaturas no tan amplio, que es la situación más habitual, es posible encontrar conversiones aún mayores, por ejemplo, con una salinidad de agua de mar de 37.000 mg/l y temperaturas entre 15 y 25°C se puede obtener una conversión de hasta el 64%.

Diseñar una desaladora mediante un proceso como éste, con una conversión muy elevada, tiene ventajas desde un punto de vista medioambiental, de inversión económica y de gastos de operación. Desde un punto de vista medioambiental, al diseñar con una conversión mayor, es necesaria una menor cantidad de agua de mar para obtener la misma producción, lo que supone que todas las obras marítimas de captación de agua y transporte hasta la desaladora son menores, logrando reducir las interferencias con el ecosistema marítimo. Del mismo modo, el pretratamiento del proceso de ósmosis también es menor con lo que será necesaria una menor superficie para la instalación con la consiguiente reducción de impacto visual. Al tener un menor caudal, el diámetro de las tuberías también es menor.

Todas estas ventajas, también suponen un ahorro desde un punto de vista de inversión económica, al construir una instalación de captación de agua de mar y pretratamiento más pequeña.

Desde un punto de vista de operación y gastos de explotación, el consumo energético del bombeo de agua de mar y de todos los equipos eléctricos del pretratamiento es menor debido al menor caudal de tratamiento. De la misma manera, el consumo de reactivos químicos en el pretratamiento también será menor

A modo de ejemplo, el diseño de un proceso de OI con una conversión del 60% comparado con un diseño habitual con el 45% supone un ahorro del 25% en lo que se refiere a captación de agua de mar, bombeo de agua bruta, pretratamiento, acondicionamiento químico y sistema de evacuación de salmuera. Dependiendo de donde se localice la planta desaladora y de las condiciones del agua de mar, que definirán el tipo de pretratamiento, estas ventajas serán más o menos importantes.

Otra ventaja de este proceso consiste en la reducción del tamaño de los equipos recuperadores de energía debido a que el caudal de rechazo de la ósmosis es menor, debido al mayor aprovechamiento del agua de mar.

Desde un punto de vista energético, hay que tener en cuenta el total de equipos que componen una planta desaladora y no solo el proceso de ósmosis inversa debido a que al trabajar con una conversión tan alta el caudal del

pretratamiento es menor, y por tanto, el bombeo de agua bruta y todos los consumos del pretratamiento son menores. El consumo energético total es la suma de ambos, por lo que dependiendo de la altura del bombeo de agua bruta y de la complejidad del pretratamiento, el peso de este último será mayor o menor en el balance energético global.

Con respecto al recuperador de energía secundario, el aprovechamiento energético depende del rango de temperaturas existente en el agua de mar, de manera que cuanto mayor sea dicho rango, mayor será la presión disponible a la entrada del recuperador. A bajas temperaturas, el aprovechamiento es muy reducido o despreciable, y a medida que aumenta la temperatura, la energía recuperada se va incrementando.

## **7.2. LINEAS DE INVESTIGACION FUTURAS**

La principal conclusión de esta investigación es que el proceso propuesto es factible desde un punto de vista teórico y tiene una serie de ventajas muy interesantes. Este es el punto de partida para futuros estudios que complementen el proceso y lo hagan industrialmente viable e interesante.

Futuras investigaciones en el campo de las membranas permitirán mejorar el rechazo de sales a la vez que seguir reduciendo el consumo energético. Del mismo modo, aunque los equipos recuperadores de energía están llegando a valores de rendimiento difícilmente superables, queda margen de mejora en lo referente a la reducción del porcentaje de mezcla entre la salmuera y el agua de aporte a las membranas.

El progreso de los productos anti-incrustantes que se adicionan al agua de entrada a las membranas evoluciona de manera paralela a los procesos de desalación. En este sentido, es necesario desarrollar una línea de investigación futura para obtener reactivos que permitan evitar incrustaciones cuando se trabaja a conversiones tal elevadas como las propuestas en esta tesis

Otra línea de investigación futura consiste en llevar este proceso teórico a una planta piloto que proporcione datos sobre su comportamiento en condiciones reales, y al mismo tiempo permita ajustar todos los lazos de control para definir la regulación automática del proceso cuando se modifican las condiciones de funcionamiento.

Por último, uno de los grandes avances en el futuro de la desalación de agua de mar está en lograr la mínima dependencia de una fuente de energía exterior e

incluso llegar al autoconsumo mediante la instalación de fuentes de energía renovable en la propia desaladora. En este sentido, hay varias tecnologías que, por su localización y características, se adaptan a una planta desaladora; por un lado, una tecnología madura como la generación eólica que aprovecha la velocidad del viento, y por otro lado, tecnologías en pleno desarrollo como la generación mareomotriz basada en las mareas que se producen a lo largo del día, o la generación undimotriz que utiliza el movimiento de las olas para obtener energía eléctrica. Algunas o todas estas fuentes de generación eléctrica se encuentran, normalmente, disponibles alrededor de la propia instalación.

El diseño de una desaladora con una conversión muy alta permite reducir la inversión tanto en la captación de agua de mar, como en el bombeo de agua bruta, el pretratamiento y los equipos recuperadores de energía de manera que dicha inversión se pueda utilizar en la instalación de energías renovables que permitan el autoconsumo eléctrico sin necesidad de aporte exterior, es decir, llegar a la desaladora de consumo eléctrico exterior cero.



# CAPÍTULO 8

## BIBLIOGRAFIA

- [1] AS Richey, BF Thomas, MH Lo, JS Famiglietti, S Swenson, M Rodell, *"Uncertainty in global groundwater storage estimates in a Total Groundwater Stress framework"*. Water Resources Research Vol 51-7 (2015) 5198-5216
- [2] AS Richey, BF Thomas, MH Lo, JT Reager, JS Famiglietti, K Voss, S Swenson, M Rodell, *"Quantifying renewable groundwater stress with GRACE"*. Water Resources Research Vol 51-7 (2015) 5217-5328
- [3] VG Gude, *"Desalination and Sustainability – An Appraisal and Current Perspective"*. Water Research (2105), doi: 10.1016/j.watres.2015.11.012
- [4] M Amado, J Sanchis, JG Castillo, M Bartolome, J Cabero, A Castillo, *"Censo de ETAPs Españolas: análisis de problemáticas, líneas de tratamiento y costes de explotación"* XXXIII Jornadas Técnicas Asociación Española de Abastecimiento de agua y Saneamiento (2014) Burgos. <http://www.aeas.es/servlet/mgc>
- [5] MK Wittholz, BK O'Neill, CB Colby, D Lewis, *"estimating the cost of desalination plants using a cost database"*. Desalination 229 (2008) 10-20
- [6] JJ Sadhwani, JM Veza, *"Desalination and energy consumption in Canary Islands"*. Desalination 221 (2008) 143-150
- [7] F Martín, JM Sánchez, *"Mejora de la eficiencia energética de las plantas desaladoras: nuevos sistemas de recuperación de energía"*. Ingeniería y territorio 72(2005) 74-79
- [8] E Lapuente, *"Full cost in desalination. A case study of Segura River Basin"*. Desalination 300 (2012) 40-45
- [9] A Al-Karaghoul, *"Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes"*. Renewable and Sustainable Energy Reviews 24 (2013)343-356
- [10] N Ghaffour, TM Missimer, GL Amy, *"Technical review and evaluation of the economics of water desalination: current and future challenges for better water supply sustainability"*. Desalination 309 (2013) 197-207
- [11] F Armijo Castro, *"Cien años de aguas mineromedicinales."* ISBN 978-84-669-3474-9.
- [12] I Pellón González, *"Lavoisier y la revolución química"* Anales de la Real Sociedad Española de Química. ISSN 15753417
- [13] G Forchhammer. *"On the composition of sea-water in the different parts of the ocean"*. Phil. Trans. R. Soc. Lond. (1865) 155

- [14] Sverdrup, Johnson and Fleming *"The oceans, their physics, chemistry, and general biology"*. New York: Prentice-Hall, (1942)
- [51] H Romo, *"Biología marina y oceanografía: conceptos y procesos"*  
ISBN 9568436006, 9789568436001
- [16] UNESCO, *"International oceanographic tables"* UNESCO Technical papers in marine science Vol 4 (1987)
- [17] EL Lewis, RG Perkin, *"The practical salinity scale 1978: conversion of existing data"*. Deep Sea Research Part A. oceanographic research papers Vol 28-4 (1981) 307-328
- [18] R Dicco *"La salinidad de los océanos y el cambio climático: objetivo de las misiones sac-d/aquarius y smos"*. CLICyT (2010)
- [19] *"Dow Filmtec Reverse Osmosis Technical Manual"*  
[http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh\\_08db/0901b803808db77d.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/609-00071.pdf&fromPage=GetDoc](http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_08db/0901b803808db77d.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/609-00071.pdf&fromPage=GetDoc)
- [20] KS Spliegler, ADK Laird, *"Principles of desalination"* Second edition Part B. Academic Press Inc (1980)
- [21] Degremont, *"Manual técnico del agua"*. Grupo de comunicación Loyola (2014)  
ISBN 9788427136175
- [22] J. Redondo, M. Bush, JP De WitteM. *"Boron removal from seawater using Filmtec high rejection SWRO membranes"*. Desalination 156 (2003) 229-238
- [23] Nissim Nadav, *"Boron removal from seawater reverse osmosis permeate utilizing selective ion exchange resin"*. Desalination Vol 124 (1999), 131-135
- [24] SA Moss, NK Nagpal. *"Ambient water quality guidelines for boron"*. British Columbia, Water Protection Section (2003)
- [25] N Ozturk, D Kavak, TE Kose, *"Boron removal from aqueous solution by reverse osmosis"*. Desalination 223 (2008) 1-9
- [26] H Koseoglu, N Kabay, M Yuksel, M Kitis, *"The removal of boron from model solutions and seawater using reverse osmosis membranes"*. Desalination 223 (2008) 126-133
- [27] JA Medina San Juan , *"Desalación de aguas salobres y de mar"*. Mundi Prensa (2000) – ISBN 9788471148490
- [28] *"World ocean atlas 2013"*. National Oceanic and Atmospheric Administration  
<http://www.nodc.noaa.gov>
- [29] AD Khawaji, IK Kutubkhanah, JM Wie, *"Advances in seawater desalination technologies"*. Desalination 221 (2008) 47-69
- [30] A Cipollina, G Micale, L Rizzuti *"Seawater desalination – conventional and renewable energy processes"*. (2009) ISBN 9783642011504
- [31] M Al-Sahali, H Ettouney, *"Developments in thermal desalination processes: design, energy, and costing aspects"*. Desalination 214 (2007) 227-240
- [32] Desalación. Centro de Estudios y Experimentación de obras públicas CEDEX  
<http://hispagua.cedex.es/node/61332>
- [33] OA Hamed, AM Zamamiri, S aly, N Lior, *"Thermal performance and exergy analysis of a thermal vapor compression desalination system"*. Energy Convers, Vol 37, (1996) 379-387
- [34] F Lokiec, A Ophir *"The mechanical vapor compression: 38 years experience"*. IDA World Congress – Gran Canaria (2007)

- [35] A Ophir, A Gendel, "Steam driven large multi effect MVC (SD MVC) desalination process for lower energy consumption and desalination costs". Desalination 205 (2007) 224-230
- [36] A Ophir, F Lokiek, "Advanced MED process for most economical sea water desalination". Desalination 182 (2005) 187-198
- [37] M Al-Shammiri, M Safar, "Multiple-effect distillation plants: state of the art". Desalination 126 (1-3) (1999) 45-59
- [38] G Raluy, L Serra, J Uche, "Life cycle assessment of MSF, MED and RO desalination technologies" Energy 31 (2006) 2361-2372
- [39] OK Buros, "The ABCs of desalting". Topsfield Massachusetts (1990) International Desalination Association
- [40] JC Ibrahim Pereda, "Desalación de aguas". CICCIP (1999) ISBN 8438001564
- [41] HT El-Dessouky, HM Ettouney, Y Al-Roumi, "Multi-stage flash desalination: present and future outlook". Chemical Engineering Journal 73 (1999) 173-190
- [42] MHA El-Saie, "The MSF desalination process and its prospects for the future". Desalination 93 (1993) 43-56
- [43] R Fujioka, LP Wang, G Dodbiba, T Fujita, "Application of progressive freeze-concentration for desalination". Desalination 319 (2013) 33-37
- [44] F Valero, A Barceló, R Arbos, "Electrodialysis technology – theory and applications". Intech Open Access Publisher (2011) ISBN 9789533073118
- [45] AH Galama, M Saakes, H bruning, HHM Rijnaarts, JW Post, "Seawater pre-desalination with electrodialysis". Desalination 342 (2014) 61-69
- [46] LFd Castillo, "El fenómeno mágico de la ósmosis". Fondo de Cultura económica (1997) ISBN 968165241X
- [47] F Valero, R Arbos, "Desalination of brackish river water using electrodialysis reversal (EDR) control of the THMs formation in the Barcelona (NE Spain) area". Desalination 253 (2010) 170-174
- [48] HM Qiblawey, F Bana, "Solar thermal desalination technologies". Desalination 220 (2008) 633-644
- [49] M Tauha Ali, HES Fath, PR Armstrong, "A comprehensive techno-economical review of indirect solar desalination". Renewable and Sustainable Reviews 15 (2011) 4187-4199
- [50] Tongwen Xu, "Ion exchange membranes: state of their development and perspective". Journal of membrane science 263 (2005) 1-29
- [51] N Hilal, V Kochkodan, H Al Abdulgader, S Mandale, SA Al-Jlil, "A combined ion exchange-nanofiltration process for water desalination: I. Sulphate – chloride ion-exchange in saline solutions". Desalination 363 (2015) 44-50
- [52] M Mulder, "Basic principles of membrane technology". Kluber Academic Publishers (1991) - ISBN 0792309782
- [53] RR Dupont, TN Eisenberg, EJ Middlebrooks, "Reverse osmosis in the treatment of drinking water". (1982) – Utah Water Research Laboratory
- [54] M Fariñas, "Osmosis inversa, fundamentos, tecnología y aplicaciones". Mc Graw Hill (1999) - ISBN 8440121260
- [55] AWWA, RF Lyonnaise des Eaux, WRCSA, "Tratamiento de agua por procesos de membrana". Mc Graw Hill (1999) – ISBN 8448112067
- [56] S Shenvi, AM Isloor, AF Ismail, "A review on RO membrane technology: developments and challenges". Desalination 368 (2015) 10-26

- [57] KP Lee, TC Arnot, D Mattia, "A review of reverse osmosis membrane materials for desalination – development to date and future potential". *Journal of membrane science* 370 (2011) 1-22
- [58] H El-Saied, AH Basta, BN Barsoum, MM Elberry, "Cellulose membranes for reverse osmosis part I. RO cellulose acetate membranes including a composite with polypropylene". *Desalination* 159 (2003) 171-181
- [59] AH Basta, h El-Saied, MM Elberry, "Cellulose membranes for reverse osmosis part ii. Improving RO membranes prepared from non-woody cellulose". *Desalination* 159 (2003) 183-196
- [60] P Gorgojo, MF Jimenez-Solomon, AG Livingston, "Polyamide thin film composite membranes on cross-linked polyimide supports: Improvement of RO performance via activating solvent". *Desalination* 344 (2014) 181-188
- [61] L Ni, J Meng, X Li, Y Zhang, "Surface coating on the polyamide TFC RO membrane for chlorine resistance and antifouling performance improvement". *Journal of Membrane Science* 451 (2014) 205-215
- [62] PS Sing, AP Rao, P Ray, A Bhattacharya, K Singh, NK Saha, AVR Reddy, "Techniques for characterization of polyamide thin film composite membranes". *Desalination* 282 (2011) 78-86
- [63] M Gamal Khedr, "Development of reverse osmosis desalination membranes composition and configuration: future prospects". *Desalination* 153 (2002) 295-304
- [64] R Rangarajan, NV Desai, SL Daga, SV Joshi, A Prakash Rao, VJ Shah, JJ Trivedi, CV Devmurari, K Singh, PS Bapat, HD Raval, SK Jewrajka, NK Saha, A Bhattacharya, PS Singh, P Ray, GS Trivedi, N Pathak, AVR Reddy, "Thin film composite reverse osmosis membrane development and scale up at CSMCRI, Bhavnagar". *Desalination* 282 (2011) 68-77
- [65] G Al-Enezi, N Fawzi, "Design consideration of RO units: case studies". *Desalination* 153 (2002) 281-286
- [66] PM González Olabarria, "Desalación de agua mediante ósmosis inversa. Ingeniería constructiva". AMV Ediciones (2012) ISBN 9788496709966
- [67] AR Guastalli, FX Simón, Y Penru, Ad Kerchove, J Llorens, S Baig "Comparison of DMF and UF pre-treatments for particulate material and dissolved organic matter removal in SWRO desalination". *Desalination* 322 (2013) 144-150
- [68] FA Abd El Aleem, KA Al-Sugair, NI Alahmad "Biofouling problems in membrane processes for water desalination and reuse in Saudi Arabia". *International Biodeterioration & Biodegradation* 41 (1998) 19-23
- [69] A Ali Alawadhi "Pretreatment plant design – key to successful reverse osmosis desalination plant". *Desalination*, Vol 110, Issues 1-2 (1997) 1-10
- [70] N Kammourie, T FF Dajani, S Cioffi, S Rybar, "Seawater intakes for desalination plant operational experience". *Desalination* 221 (2008) 101-106
- [71] TM Missimer, NGHaffour, AHA Dehwah, R Rachman, RG Maliva, G Amy, "Subsurface intakes for seawater reverse osmosis facilities: capacity limitation, water quality improvement, and economics". *Desalination* 322 (2013) 37-51
- [72] Y Dreizin, A Tenne, D Hoffman, "Integrating large scale seawater desalination plants within israel's water supply system". *Desalination* xxx (1-3) (2007) 1-18
- [73] T Peters, D Pinto, "Seawater intake and pretreatment/brine discharge – environmental issues". *Desalination* 221 (2008) 576-584

- [74] N Voutchkov, "SWRO desalination process: on the beach – seawater intakes". *Filtration & Separation* (2005) 24-27
- [75] N Prihasto, QF Liu, SH Kim, "Pre-treatment strategies for seawater desalination by reverse osmosis system". *Desalination* 249 (2009) 308-316
- [76] G Pearce, "SWRO pre-treatment: market and experience". *Filtration & Separation* Vol 47, Issue 4 (2010) 30-33
- [77] G Pearce, "SWRO pre-treatment: treated water quality". *Filtration & Separation* Vol 46, Issue 6 (2009) 30-33
- [78] "UF pretreatment: membranes combat fouling risk in water". *Filtration & Separation*, Vol 47, Issue 6 (2010) 40-41
- [79] W Ma, Y Zhao, L Wang, "The pretreatment with enhanced coagulation and a UF membrane for seawater desalination with reverse osmosis". *Desalination* 203 (2007) 256-259
- [80] S Ebrahim, M AJawad, S Bou-Hamad, M Safar, "Fifteen years of R&D program in seawater desalination at kisar part I. pretreatment technologies for RO systems". *Desalination* 135 (2001) 141-153
- [81] H Shemer, R Semiat, "Impact of halogen based disinfectants in seawater on polyamide RO membranes". *Desalination* 273 (2010) 179-183
- [82] AK Zander, M Elimelech, DH Furukawa, P Gleick, KR Herd, KL Jones, P Rolchigo, S Sethi, J tonner, HJ Vaux, JS Weis, WW Wood, "Desalination, a national perspective". The National Academies Press (2008) ISBN 9780309119238
- [83] A Withers, "Options for recarbonation, remineralisation and disinfection for desalination plants". *Desalination* 179 (2005) 11-24
- [84] O Lehmann, L Birnhack, O Lahav, "Design aspects of calcite-dissolution reactors applied for post treatment of desalinated water". *Desalination* 314 (2013) 1-9
- [85] L birnhack, N Voutchkov, O Lahav, "Fundamental chemistry and engineering aspects of post-treatment processes for desalinated water – a review". *Desalination* 273 (2011) 6-22
- [86] M Fariñas, LA López, "New and innovative sea water intake system for the desalination plant at San Pedro del Pinatar". *Desalination* 203 (2003) 199-217
- [87] T Bleninger, GH Jirka, "Modelling and environmentally sound management of brine discharges from desalination plants". *Desalination* (2008) 585-597
- [88] N Voutchkov, "Overview of seawater concentrate disposal alternatives". *Desalination* 273 (2011) 205-219
- [89] James D Birkett. "A brief illustrated history of desalination. From bible to 1.940". *Desalination* 50 (1984) 17-52
- [90] E. Delyannis , "Historic background of desalination and renewable energy". *Solar Energy* 75 (2003) 357-366
- [91] E Delyannis, V Belessiotis, "Desalination: the recent development path". *Desalination* 264 (2010) 206-213
- [92] WT Andrews, DS Laker, "A twelve-year history of large scale application of work-exchanger energy recovery technology" *Desalination* 138 (2001) 201-206
- [93] J Schallenberg-Rodriguez, JM Veza, A Blanco-Marigorta. "Energy efficiency and desalination in the Canary Islands". *Renewable and sustainable Energy Reviews* 40 (2014) 741- 748
- [94] "IDA desalination yearbook 2014-2015".  
Media Analytics Ltd – ISBN 9781907467301

- [95] "IDA desalination yearbook 2015-2016".  
Media Analytics Ltd – ISBN 9781907467400
- [96] P Palomar, IJ Losada, "Desalination in Spain: Recent developments and recommendations". Desalination 255 (2010) 97-106
- [97] "La desalinización del agua en España"  
<http://www.acuamed.es/media/publicaciones/desalinizacion-en-espana.pdf>
- [98] M Schiffler, "Perspectives and challenges for desalination in 21st century". Desalination 165 (2004) 1-9
- [99] A Bennett, "Developments in desalination and water reuse". Filtration&Separation, Vol 52 Issue 4 (2015) 28-33
- [100] JA Nollet. "Recherches sur les causes du bouillonnement des liquides Mémoires de Mathématique et de Physique". Tirés des registres de l'Académie Royale des Sciences de l'année 1748, pp. 57-104;
- [101] J Glater, « The early history of reverse osmosis membrane development". Desalination 117 (1998) 297-309
- [102] M Fujiwara, Y Aoshima, T Miki, "Development of the polyamide composite reverse osmosis membrane and reverse osmosis membrane system. A case study of Toray Industries Inc" (2010) Hitotsubashi University
- [103] AF Ismail, M Padaki, N Hilal, T Matsuura, WJ Lau, "Thin film composite membrane – Recent development and future potential". Desalination 356 (2015) 140-148
- [104] RA Bergman, JC Lozier, "Large-diameter membrane elements and their increasing global use" IDA Journal - Desalination and Water Reuse (2010) 16- 23
- [105] "Nitto Denko supplies 16-inch RO membranes elements for desalination plant in Israel" Membrane technology, Vol 2011, issue 2 (2011) 4-5
- [106] W Lee, C Kwon, G Jun, B Park, J Lee, Y Park, J Min, S Park, S You, S Woo, "Plant using 16-inch membranes in Korea" The IDA World Congress on Desalination and Water Reuse (2015) San Diego, USA.
- [107] M Busch, WE Mickols, Reducing energy consumption in seawater desalination. Desalination 165 (2004) 299-312
- [108] V García Molina, "Evolución tecnología de membranas". DOW water  
[http://www.engineersbcn.cat/media/upload/pdf/evoluci\\_ntecnolog\\_ademembranas\\_INSCRIP\\_ACTIVITATS\\_332\\_1.pdf](http://www.engineersbcn.cat/media/upload/pdf/evoluci_ntecnolog_ademembranas_INSCRIP_ACTIVITATS_332_1.pdf)
- [109] Membranas Dow Filmtec  
<http://www.dow.com/en-us/water-and-process-solutions/products/reverse-osmosis>
- [110] Membranas Hydranautics – Nitto group company  
[http://www.membranes.com/index.php?pagename=spec\\_sheet](http://www.membranes.com/index.php?pagename=spec_sheet)
- [111] Membranas Toray  
[http://www.toraywater.com/products/ro/ro\\_003\\_01.html](http://www.toraywater.com/products/ro/ro_003_01.html)
- [112] Membranas LG Water Solutions (antes de 2015 LG NanoH<sub>2</sub>O)  
<http://www.lgwatersolutions.com/products/qfx-sw-440-es>
- [113] M Kurihara, H Yumamura, T Nakanishi, S Jinno, "Operation and reliability of very high-recovery seawater desalination technologies by brine conversion two-stage RO desalination system". Desalination 138 (2001) 191-199
- [114] T Loveday, "The real value of commercial-scale testing". Desalination & Water Reuse Vol 24-3 (2014) 32-35

- [115] EG Bruch, S Coker, B Keinan, B Salgado, "Key aspects of the membrane technology implemented in the Carlsbad desalination project". The IDA World Congress on Desalination and Water Reuse (2015) San Diego, USA.
- [116] S Daer, J Kharraz, A Giwa, SW Hasan, "*Recent Applications of nanomaterials in water desalination: a critical review and future opportunities*". Desalination 367 (2015) 37-48
- [117] GR Xu, JN Wang, CJ Li, "*Strategies for improving the performance of the polyamide thin film composite (PA-TFC) reverse osmosis (RO) membranes: surface modifications and nanoparticles incorporations*". Desalination 328 (2013) 83-100
- [118] A Subramani, N Voutchkov, JG Jacangelo, "*Desalination energy minimization using thin film nanocomposite membranes*". Desalination 350 (2014) 35-43
- [119] B Hofs, R Schurer, DJH Harmsen, C Ceccarelli, EF Beerendonk, ER Cornelissen, "*Characterization and performance of a commercial thin film nanocomposite seawater reverse osmosis membrane and comparison with a thin film composite*". Journal of Membrane Science 446 (2013) 68-78
- [120] CJ Kurth, RL Burk, J Green, "*Improving seawater desalination with nanocomposite membranes*". IDA Journal, third quarter (2010) 26-31
- [121] "*Membranas LG Water Solutions*"  
<http://www.lgwatersolutions.com/case-studies>
- [122] WL Lau, AF Ismail, N Misdan, MA Kassim, "*a recent progress in thin film composite membrane: a review*". Desalination 287 (2012) 190-199
- [123] CR Bertels, R Franks, W Bates, "*Design Advantages for SWRO using Advanced Membrane Technology*" IDA Journal – Desalination and Water Reuse, Vol2-4 (2010) 21-25
- [124] J Cabero, "*Ampliación de la planta desaladora de agua de mar con membranas NanoH<sub>2</sub>O Thin Film Nanocomposite (TFN) SWRO. Santa Barbara*" Cod.28 X Congreso Internacional AEDyR, Sevilla (2014)
- [125] "Desaladora de Sagunto (Valencia)". InfoEnviro Ene/feb (2011) 1-15
- [126] T Hamano, H Tsuge, T Goto, "Innovations perform well in first year of operation". Desalination & Water Reuse, Vol 16-1 (2006) 31-37
- [127] "*Fedco – Comparison of different turbocharger manufacturers*"  
<https://www.fedco-usa.com/sites/default/files/HPB-ERI%20Turbo.pdf>
- [128] D J Woodcock, I Morgan White, "*The application of pelton type impulse turbines for energy recovery on sea water reverse osmosis systems*". Desalination 39 (1981) 447-458
- [129] "*Flowserve energy recovery devices – Calder ERT (Energy Recovery Turbine)*"  
[http://www.flowserve.com/es\\_ES/Products/Energy-Recovery-Devices](http://www.flowserve.com/es_ES/Products/Energy-Recovery-Devices)
- [130] "*Dweer – Flowserve Calder energy recovery devices para SWRO*". Bulletin FPD-18i (2015) <http://www.flowserve.com/files/Files/Literature/ProductLiterature/Pumps/fpd-18-ea4.pdf>
- [131] RL Stover, "*Seawater reverse osmosis with isobaric energy recovery devices*". Desalination 203 (2007) 168-175
- [132] Nikolay Voutchkov, "*Osmorec Energy Recovery System Review*". Water Globe Consulting, LLC (2012)
- [133] B Peñate, JA de la Fuente, M Barreto, "*Operation of RO kinetic energy recovery system: description and real experiences*". Desalination 252 (2010) 179-185

- [134] RL Stover, "Development of a fourth generation energy recovery device. A "CTO's notebook", Desalination 165 (2004) 313-321
- [135] IB Cameron, RB Clemente, "SWRO with ERI's PX Pressure Exchanger device – a global survey". Desalination 221 (2008) 136-142
- [136] B Biche, "Highly Efficient Energy Recovery Devices". Energy recovery INC (2011) <http://www.energyrecovery.com/>
- [137] L Henthorne, b Boysen, "state-of-art of reverse osmosis desalination pretreatment". Desalination 356 (2015) 129-139
- [138] S Jamaly, NN Darwish, I Ahmed, SW Hasan, "A short review on reverse osmosis pretreatment technologies". Desalination 354 (2014) 30-38
- [139] J Kolpa, G Delaisse, W Van der Wal, "Successful antiscalant field trial: optimization at higher pH and seawater temperature". Desalination & Water Reuse Vol 2-3 (2010) 42-47
- [140] "Real Decreto 140/2003 de 7 de febrero"  
Ministerio de la Presidencia - B.O.E. Núm. 45(2003) 7.228-7.245
- [141] "Council Directive 98/83/ec of November 3 (1998)"  
Official journal 330, (05/12/1998) 32-54
- [142] "Guidelines for drinking water quality 4th edition"  
WHO -World Health Organization (2011) – ISBN 9789241548151
- [143] M Taniguchi, Y Fusaoka, T Nishikawa, M Kurihara , "Boron removal in RO seawater desalination". Desalination 167 (2004) 419-426
- [144] "Desalination Dossier – Cadagua"  
[http://www.cadagua.es/pdf/desalination\\_dossier.pdf](http://www.cadagua.es/pdf/desalination_dossier.pdf)
- [145] "Referencias de aguas de mar y salobres – GS Inima"  
[http://www.inima.es/es/ref\\_aguas\\_mar\\_y\\_salobres](http://www.inima.es/es/ref_aguas_mar_y_salobres)
- [146] "IDA desalination yearbook 2009-2010".  
Media Analytics Ltd
- [147] M Jefferies, ME Martín, m Vodnar, S Rybar, C Bartels, "Pilot filtration study to reduce fouling on Marbella seawater RO plant". Desalination 220 (2008) 228-238
- [148] "IDA desalination yearbook 2013-2014".  
Media Analytics Ltd – ISBN 9781907467264
- [149] "Desaladora de Beni Saf (Argelia)". InfoEnviro Junio 2011  
<http://english.tedagua.com/Noticias/post/the-beni-saf-desalination-plant-algeria/>
- [150] "Desaladora de Honaine (Argelia)". InfoEnviro abril (2012) 29-34
- [151] "Degremont case studies"  
<http://www.degremont.com/en/activities/references/drinking-water-and-desalination/some-success-stories/>
- [152] JD Thompson, I Ramroop, "Large scale desalination: A business and technical success and a major contributor to the economy of Trinidad". The IDA World Congress on Desalination and Water Reuse (2015) San Diego, USA.
- [153] "IDA desalination yearbook 2006-2007".  
Media Analytics Ltd
- [154] R Buendia, A Morales, P Gómez, "Descripción de Proyecto y obra de la nueva desaladora de Ashdod (Israel)" IX Congreso Internacional AEDyR, Madrid (2012)
- [155] "EDAM de bajo Almanzora (Almería)"  
<http://www.aqualia-infraestructuras.es>

- [156] "Seawater desalination plants – Dooshan references"  
[http://www.doosanheavy.com/en/products/water/plant.do-Water\\_plants-10th\\_Edition\\_en.pdf](http://www.doosanheavy.com/en/products/water/plant.do-Water_plants-10th_Edition_en.pdf)
- [157] "IDA desalination yearbook 2010-2011".  
Media Analytics Ltd ISBN 9781907467134
- [158] "IDA desalination yearbook 2007-2008".  
Media Analytics Ltd
- [159] G Bellizia, "Gold Coast Desalination project". 33<sup>rd</sup> Annual Qld water industry operations workshop (2008) 126-132
- [160] K Tanaka, K Matsui, T Hori, H Iwahashi, K Takeuchi, Y Ito, "World's first large full triple-pass RO seawater desalination plant" Mitsubishi HI Technical Review Vol 46-1 (2009)
- [161] "Filmtec case study – Gran Tarajal"  
[http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh\\_0056/0901b80380056fd0.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/609-00493.pdf&fromPage=GetDoc](http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0056/0901b80380056fd0.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/609-00493.pdf&fromPage=GetDoc)
- [162] VG Molina, A Casañas, "Reverse osmosis, a key technology in combating water scarcity in Spain". Desalination 250 (2010) 950-955
- [163] C Fabbri, H Mueller-Rechberger, "Algerian market developments". Desalination & Water Reuse Vol 19-3 (2009) 33-36
- [164] M Wilf, K Klinko, "Optimization of seawater RO system design". Desalination 138 (2001) 299-306
- [165] J Lledró, E Ruiz, JC Orts, J Orts, "Energy recovery trough hydraulic microturbines" X Congreso Internacional AEDyR Sevilla (2014) Cod 50
- [166] Technoturbines, "Electronic regenerative braking control system in hydraulic microturbines". <http://www.energetica-international.com/articles/electronic-regenerative-braking-control-system-in-hydraulic-microturbines>
- [167] J Bebee, M bendeli, R Parker, "Selecting Material for Large-Scale seawater Desalination facilities: Australia and U.S. Experiences". IDA Journal - Desalination and Water Reuse (2010) 34- 37
- [168] Z Salibi, "Performance of reinforced thermosetting resin pipe system in desalination applications: a long-term solution to corrosion – The Arabian gulf example". Desalination 138 (2001) 379-384
- [169] D Prats, MF Chillón-Arias, M Rodriguez-Pastor, "Analysis of the influence of pH and pressure on the elimination of boron in reverse osmosis". Desalination 128 (2000) 269-273
- [170] ROSA system design software  
<http://www.dow.com/en-us/water-and-process-solutions/resources/design-software/rosa-software>
- [171] J Chen, G Li, "Marine reverse osmosis desalination plant – a case study". Desalination 174 (2005) 299-303
- [172] HJ Oh, TM Hwang, S Lee, "A simplified simulation model of RO systems for seawater desalination". Desalination 238 (2009) 128-139
- [173] A Altaee, "A computational Model to Estimate the Performance of 8 inches RO membranes in Pressure Vessel" Journal of Membrane and Separation Technology (2012) 60-71
- [174] "Planta desalinizadora de agua marina de San Pedro del Pinatar II, Murcia". Infoenviro Enero (2007) 35-57

- [175] *"Planta desaladora de La Marina Baja (Mutxamel, Alicante)"*  
<http://www.acuamed.es/media/actuaciones/100/mutxamel-corta-def.pdf>
- [176] *"Base de datos de desalación"*  
<http://www.aedyr.com/basedatos2.php>
- [177] Mancomunidad de los Canales del Taibilla (Magrama), *"San Pedro I"*.  
<https://www.mct.es/san-pedro-i>
- [178] *"Desaladora de Arucas y Moya, Gran Canaria"*.  
<http://www.accion-agua.es/actividades/desalacion>
- [179] J Garcia Arancón, S Lopez, O Palomino, *"Descripción del proyecto y mejoras de la desaladora de agua de mar del Campo de Dalías"*.  
<http://www.veoliawatertechnologies.es/vwst-iberica/ressources/documents/1/29839,DESCRIPCION-DEL-PROYECTO-Y-MEJORAS.pdf>
- [180] *"Tortola desalination plant now fully operational in British islands"* (2014)  
<http://www.waterworld.com/articles/2014/12/tortola-desalination-plant-now-fully-operational-in-british-virgin-islands.html>
- [181] SJ Jin, SH Kang, MG kang, H Yang, H Han, JH Kim, KY Ryu, Y Maeda, *"Korea's first advanced IMS seawater desalination plant: design and operation concept and actual performance"*. The IDA World Congress on Desalination and Water Reuse (2015) San Diego, USA.
- [182] C Fabbri, H Mueller-Rechberger, *"Algerian market developments"*. Desalination&Water Reuse Vol 19-3 (2009) 33-37
- [183] *"IDAM Pot Stanvac, Adelaida - Australia"*.  
<http://www.accion-agua.es/actividades/desalacion/idam-adelaida.aspx?actividad=1054>
- [184] Guoyouzhi, Guofeng, Lizongjing, Yangyan, Zhangweixia, Zhaowenping, Linliying, *"Status and prospects seawater desalination in China"*. Desalination&Water Reuse Vol 22-1 (2012) 28-31
- [185] *"IDA desalination yearbook 2012-2013"*.  
 Media Analytics Ltd ISBN 9781907467202
- [186] *Sharm El-Sheikh. Marsa Alam and Fujairah*  
<http://www.metito.com>
- [187] K Tanaka, K Hori, K Takeuchi, K Matsui, H Iwahashi, Y Ito, *"World's first large triple-pass RO seawater desalination plant"*. Mitsubishi Heavy Industries technical review Vol 46-1 (2009)
- [188] *"Our Story - Sur desalination plant"*.  
[http://www.veolia.com/gulfcountries/sites/g/files/dvc171/f/assets/documents/2015/01/OurStory\\_SurDesalinationPlant\\_LR.pdf](http://www.veolia.com/gulfcountries/sites/g/files/dvc171/f/assets/documents/2015/01/OurStory_SurDesalinationPlant_LR.pdf)
- [189] *"Shoiba Barge"*. <http://wetico.com>
- [190] *"Indonesia, Tanjung Jati plant"*. <http://www.toyobo-global.com/seihin/ro/jituyo-HB10255SI.htm>
- [191] Water Development Department, Republic of Cyprus, *"Dhekelia Desalination plant"*.<http://www.moa.gov.cy/moa/wdd/wdd.nsf/All/D9DD3467701044CDC2256E44003D7207?OpenDocument>
- [192] *"Ghallilah, Ras Al Khaimah and Mundra, Coastal Gujarat"*  
<http://www.aquatech.com/wp-content/uploads/2015/07/Aquatech-FEWA.pdf>

- [193] A Hermony, JM Pinto, *"New concept of upgrade energy recovery systems within an operating desalination plant"*. Euromed (2010) Desalination for clean water and energy cooperation among Mediterranean countries, Tel Aviv, Israel.
- [194] AEC- Algerian Energy Company, *"Hamma Water desalination"*  
<https://www.youtube.com/watch?v=Ad6yD2cdpkY>
- [195] G Codemo, AAR Awadalla, MJ Parker, J Banham, S Rybar, R Edlinger, *"Hamriyah SWRO Desalination plant – Largest sea water IMS plant"*. IDA World Congress (2009) Dubai, UAE. IDAWC/DB09-125



## VALIDACIÓN DEL PROGRAMA DE CÁLCULO DE MEMBRANAS

### RESUMEN

---

*El programa de cálculo utilizado para simular el comportamiento de las membranas de ósmosis inversa es el programa ROSA, de la empresa DOW-Filmtec.*

*Aun siendo un programa ampliamente conocido y utilizado por todos los expertos en desalación, en este anexo se incluyen referencias a estudios existentes comparando los resultados de la simulación por ordenador con resultados reales de plantas en operación.*

*Así mismo, se ha realizado un estudio con cuatro desaladoras en operación comparando los resultados obtenidos a partir de medidas realizadas en laboratorio con los datos resultantes de simular el mismo proceso con el programa de cálculo utilizado en esta investigación.*

---

# INDICE

1. INTRODUCCIÓN .....	209
2. CASO DE LA DESALADORA DE SAN PEDRO DEL PINATAR II, MURCIA .....	211
3. CASO DE LA DESALADORA DE PUERTO ROSARIO IV .....	214
4. CASO DE LA DESALADORA DE MARINA BAJA, ALICANTE .....	216
5. CASO DE LA DESALADORA DE ANDRATX, MALLORCA .....	218
6. CONCLUSIONES .....	219

## 1. INTRODUCCIÓN

El programa de cálculo utilizado para diseñar y simular el proceso de ósmosis inversa denominado ROSA (*Reverse Osmosis System Analysis*) de la empresa DOW Filmtec [170], es uno de los programas más utilizados desde hace décadas para realizar cálculos con membranas. En esta tesis se ha utilizado la versión actual 9.1, la cual recoge toda la experiencia de dicha empresa durante décadas.

Aun siendo un programa ampliamente conocido y probado, en este anexo se ha analizado bibliografía disponible, encontrando varios artículos comparando los resultados del programa con modelos matemáticos y resultados de plantas piloto.

Según datos publicados en 2005 por la Universidad de Ciencia y Tecnología de Huazhong, basados en agua de mar de 35.000 mg/l, los resultados obtenidos con el programa ROSA eran similares a los obtenidos experimentalmente; en algunos casos, ligeramente más altos con ROSA lo cual quiere decir que el programa está del lado de la seguridad, ósea que es conservador [171].

En 2009, el Instituto de Construcción Tecnológica de Korea publica un artículo en el cual los resultados del programa ROSA son similares a los de su modelo matemático de simulación de procesos de desalación de agua de mar por ósmosis inversa [172].

En 2012, la universidad de West of Scotland Paisley publica los resultados del comportamiento de varias membranas DOW Filmtec de 8 pulgadas de acuerdo con el programa ROSA, con los resultados obtenidos utilizando su modelo matemático, para distintas salinidades de agua de mar (32.000, 35.000 y 38.000 mg/l). Los resultados indican que los valores son similares con coincidencias entre el 90 y el 98% de los casos. Además, se realizaron comparaciones entre el programa ROSA y los resultados de una planta piloto, demostrando que en este caso los valores también eran similares y en todo caso, las diferencias demostraban que los valores obtenidos por ROSA eran más conservadores que los valores experimentales de la planta piloto [173].

Adicionalmente a estos datos, en este anexo se realiza una verificación del programa, comparando los resultados obtenidos teóricamente mediante simulación por ordenador con los resultados medidos en plantas desaladoras existentes en operación. Esta verificación se ha realizado con los ensayos de laboratorio obtenidos en cuatro desaladoras: la IDAM de San Pedro del Pinatar II, en Murcia, la IDAM de Puerto Rosario IV, en Fuerteventura, la IDAM de Marina Baja, en Alicante, y la IDAM de Andratx, en Mallorca.

La metodología de validación tiene los siguientes pasos:

1. Punto de partida: el análisis de laboratorio del agua de mar de entrada al proceso y el agua de salida del proceso de ósmosis (permeado)
2. A partir del análisis de laboratorio de agua bruta, se calcula la salinidad de entrada al proceso de ósmosis inversa incluyendo el aumento de salinidad debida al recuperador de energía, si es que lo hay.
3. Se introducen los datos en el programa de cálculo *ROSA*, es decir, el análisis del agua de entrada obtenido en el paso anterior y las características de la desaladora como el tipo de membranas, número de tubos de presión, número de membranas en cada tubo de presión, temperatura, caudales de funcionamiento y flujo de operación.
4. Se realiza la simulación por ordenador y se obtienen los resultados del permeado según el programa de cálculo.
5. Se comparan los resultados del programa de cálculo con el análisis de laboratorio del agua tratada para comprobar la similitud o no de los mismos.

## 2. CASO DE LA DESALADORA DE SAN PEDRO DEL PINATAR II, MURCIA

La desaladora de San Pedro del Pinatar II, en Murcia, es una instalación que produce 65.000 m<sup>3</sup>/d diseñada con una conversión del 45% y cuyas características principales se muestran a continuación:

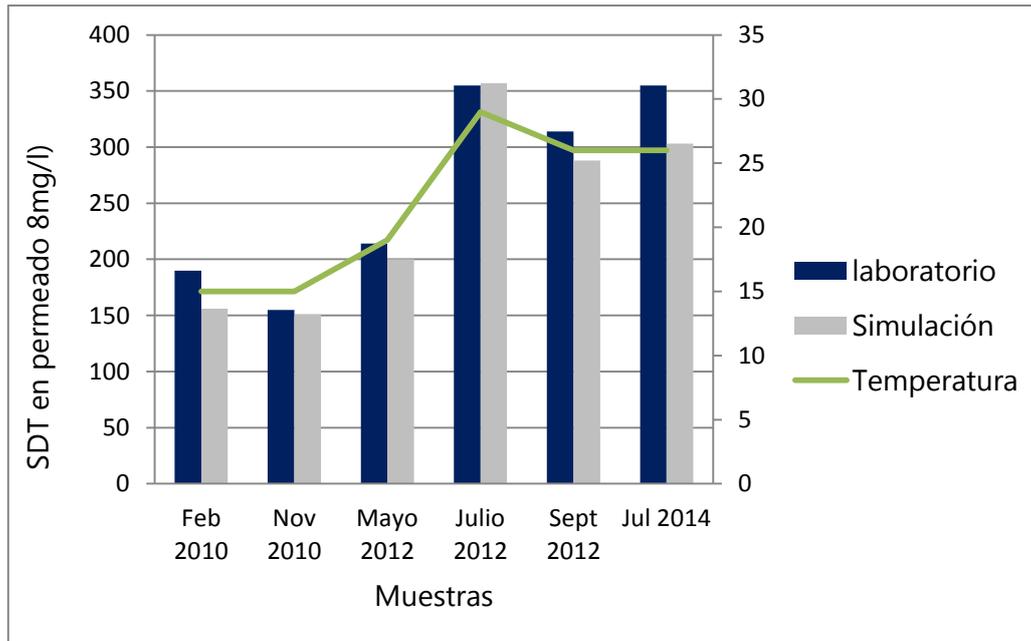
Número de racks:	9
Caudal unitario de permeado (m <sup>3</sup> /d):	7.222
Tipo de recuperador de energía:	ERI
Número de tubos de presión por rack:	102
Número de membranas por tubo:	7
Modelo de membranas:	
SW30 - HR 380	2 Uds/tubo
SW30 - HRLE 400i	5 Uds/tubo

**Tabla An1:** Características de la desaladora de San Pedro del Pinatar II [174]

Gracias a los datos aportados por la empresa Degremont se ha podido realizar una comparativa entre los resultados reales de la instalación en operación con los resultados teóricos obtenidos mediante la simulación con el programa ROSA, utilizado en la elaboración de esta tesis.

Los datos de operación corresponden a analíticas puntuales realizadas tanto en el agua bruta de entrada al proceso de ósmosis como en agua tratada, y han sido realizados en distintas fechas, de manera que existan datos de operación en condiciones distintas de salinidad y temperatura.

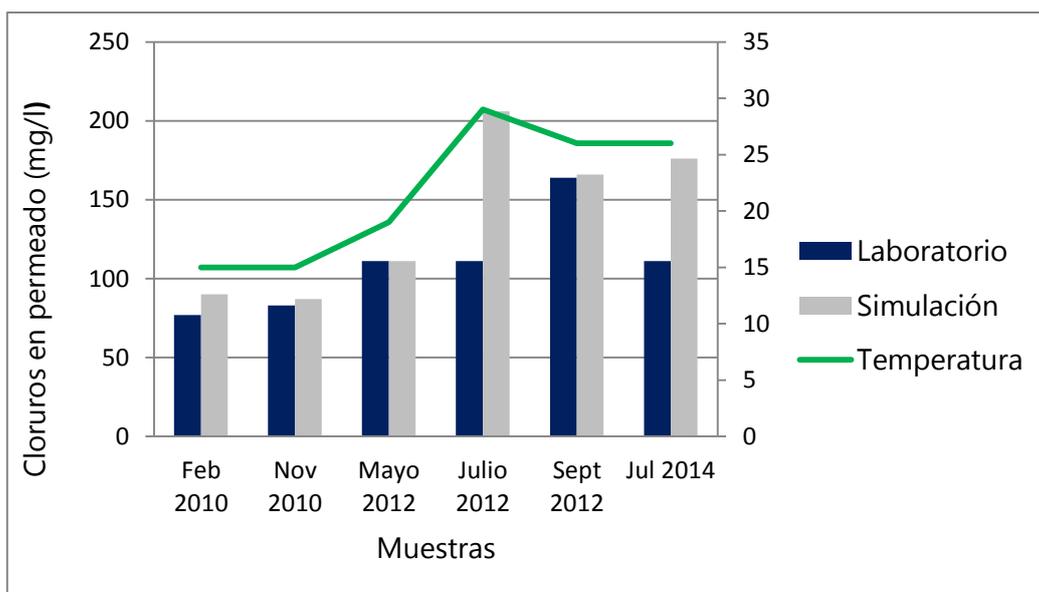
Los datos analizados corresponden a sólidos totales disueltos, cloruros y boro en el agua tratada, después del proceso de ósmosis inversa. Las gráficas siguientes muestran además de los valores obtenidos mediante la simulación por ordenador y en el laboratorio, las temperaturas de funcionamiento.



**Figura An1:** Comparativa resultados en SPP II - SDT

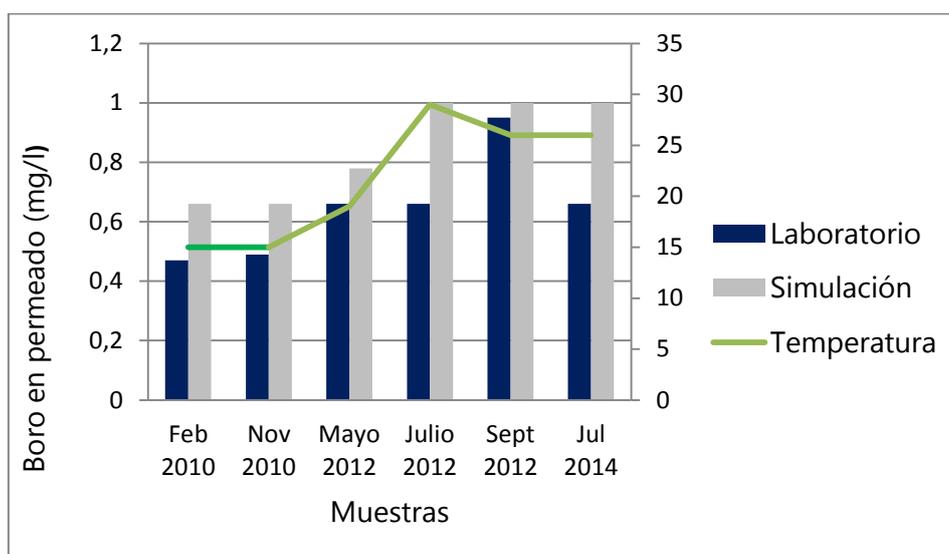
De acuerdo a esta gráfica, los valores de sólidos disueltos totales en agua tratada son ligeramente superiores en los análisis de laboratorio que en la simulación del programa de cálculo. En los meses de febrero de 2010 y Julio del 2014 esta diferencia es del orden del 20%; en el resto de las muestras, la diferencia varía entre el 1 y el 9%. Los valores del programa de cálculo representan agua osmotizada, es decir agua de salida del proceso de OI, en cambio los valores del laboratorio son de agua tratada, es decir, agua osmotizada que ha pasado por un proceso posterior de postratamiento. Durante dicho proceso de postratamiento el agua se remineraliza, con lo cual se incrementa el valor de sólidos disueltos totales, de ahí la diferencia entre ambos valores.

En todo caso, es una comparativa interesante, porque incluso con el proceso de postratamiento, en el peor de los casos la diferencia es del orden del 20%



**Figura An2:** Comparativa resultados en SPP II - Cloruros

Con respecto a los cloruros en agua tratada, en todos los casos, los valores de la simulación del programa de cálculo son superiores a los valores obtenidos en la medida de laboratorio, lo que quiere decir que el programa es más restrictivo. Los datos de laboratorio de julio de 2012 y julio de 2014 son extraños debido a que con temperaturas mucho más altas que el mes de mayo, por ejemplo, dan unos valores de salida similares. Dejando estas dos analíticas aparte, el resto de valores son similares tanto en el laboratorio como en el programa, con una diferencia máxima del 15%, pero con un valor más restrictivo en el programa informático con lo cual está del lado de la seguridad.



**Figura An3:** Comparativa resultados en SPP II - Boro

El análisis que se extrae de la gráfica del boro es similar al de la gráfica de los cloruros; en todos los casos, los valores de la simulación del programa de cálculo son superiores a los valores obtenidos en la medida de laboratorio, lo que quiere decir que el programa es más restrictivo. De la misma manera, los datos de laboratorio de julio de 2012 y julio de 2014 son extraños debido a que con temperaturas mucho más altas que el mes de mayo, por ejemplo, dan unos valores de salida similares. Dejando estas dos analíticas aparte, el resto de valores tienen unas diferencias que varían entre el 5 y el 30%, en todos los casos, con el programa de cálculo como más restrictivo.

### 3. CASO DE LA DESALADORA DE PUERTO ROSARIO IV

La desaladora de Puerto Rosario IV, en la isla de Fuerteventura es una planta con una producción de 14.000 m<sup>3</sup>/d diseñada con un único paso de ósmosis inversa y una conversión del 42%

Gracias a los datos aportados por el Consorcio de Aguas y Abastecimiento de Fuerteventura (CAAF) se ha podido realizar una comparativa entre los resultados reales de la instalación en operación con los resultados teóricos obtenidos mediante la simulación con el programa ROSA, utilizado en la elaboración de esta tesis

Las características del proceso de ósmosis inversa son las siguientes:

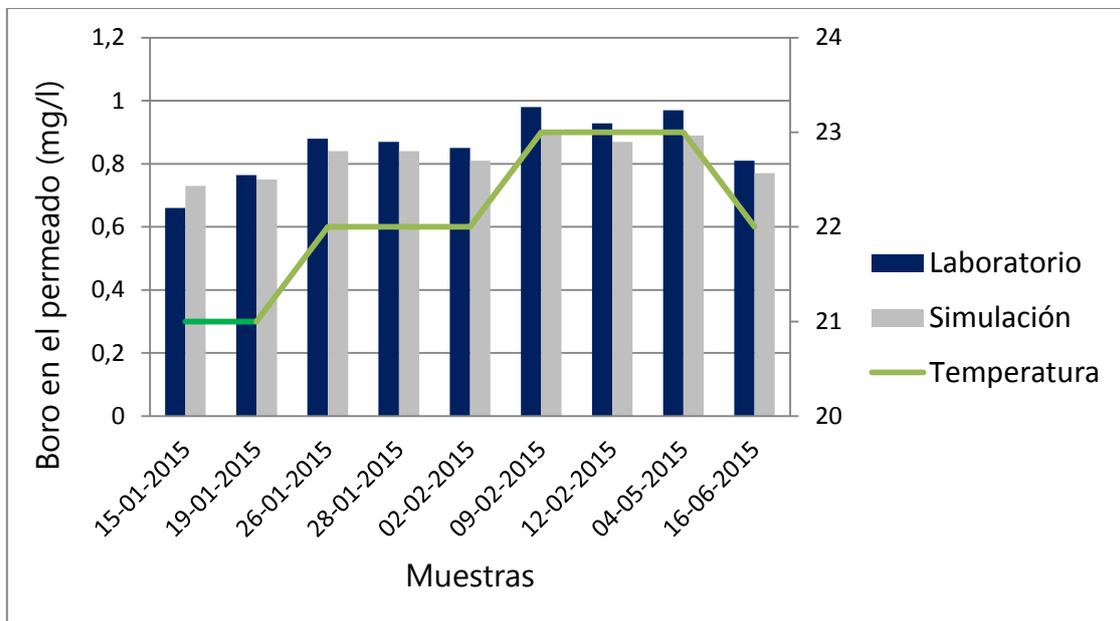
Número de racks:	2
Caudal unitario de permeado (m <sup>3</sup> /d):	7.000
Tipo de recuperador de energía:	ERI
Número de tubos de presión por rack:	74
Número de membranas por tubo:	7
Modelo de membranas:	
SW30 - XHR 440i	3 Uds/tubo
SW30 - HRLE 440i	4 Uds/tubo

**Tabla An2:** Características de la desaladora de Puerto Rosario IV

La obra de toma de agua de mar consiste en cuatro pozos situados en la costa junto a la desaladora, con lo que el agua bruta de entrada a las membranas varía dependiendo del pozo que se utilice.

Los datos de operación corresponden a analíticas puntuales realizadas en distintas fecha para analizar la concentración de boro a la salida. La temperatura del agua en los pozos es bastante estable a lo largo del año manteniéndose normalmente entre 20 y 23°C.

La gráfica siguiente muestra los valores obtenidos mediante la simulación por ordenador, la concentración medida en el laboratorio, así como las temperaturas de funcionamiento.



**Figura An4:** Comparativa resultados en Puerto Rosario IV- Boro

A la vista de los datos de la gráfica anterior se comprueba que los resultados obtenidos en el laboratorio y mediante la simulación por ordenador son similares; aunque hay que destacar en este caso que hay muchas muestras en las que el valor obtenido por ordenador es ligeramente inferior al medido en laboratorio, entre un 1% y un 10%.

#### 4. CASO DE LA DESALADORA DE MARINA BAJA, ALICANTE

La desaladora de Marina Baja (Mutxamel, Alicante), es una planta de 50.000 m<sup>3</sup>/d diseñada con dos pasos de ósmosis inversa, con separación de permeados en el primer paso (conocido comúnmente como “*Split partial*”) de tal manera que el permeado del primer paso tiene dos salidas, una por cada extremo del tubo de presión que contiene las membranas. El permeado de peor calidad del primer paso se envía a un segundo paso de membranas de ósmosis, y el permeado de este segundo paso se mezcla con el permeado de mejor calidad del primer paso para obtener el permeado total de la desaladora.

La conversión de diseño del primer paso es del 45%

Gracias a los datos aportados por la empresa Degremont se ha podido realizar una comparativa entre varios resultados reales de la instalación en operación con los resultados teóricos obtenidos mediante la simulación con el programa ROSA. Los resultados de laboratorio y la simulación por ordenador pertenecen al permeado del primer paso de ósmosis que se trata en el segundo paso, es decir, se ha analizado solamente el primer paso, no el total del proceso. Como el objeto de este anexo es comparar los resultados de laboratorio con los resultados teóricos, estos datos son válidos.

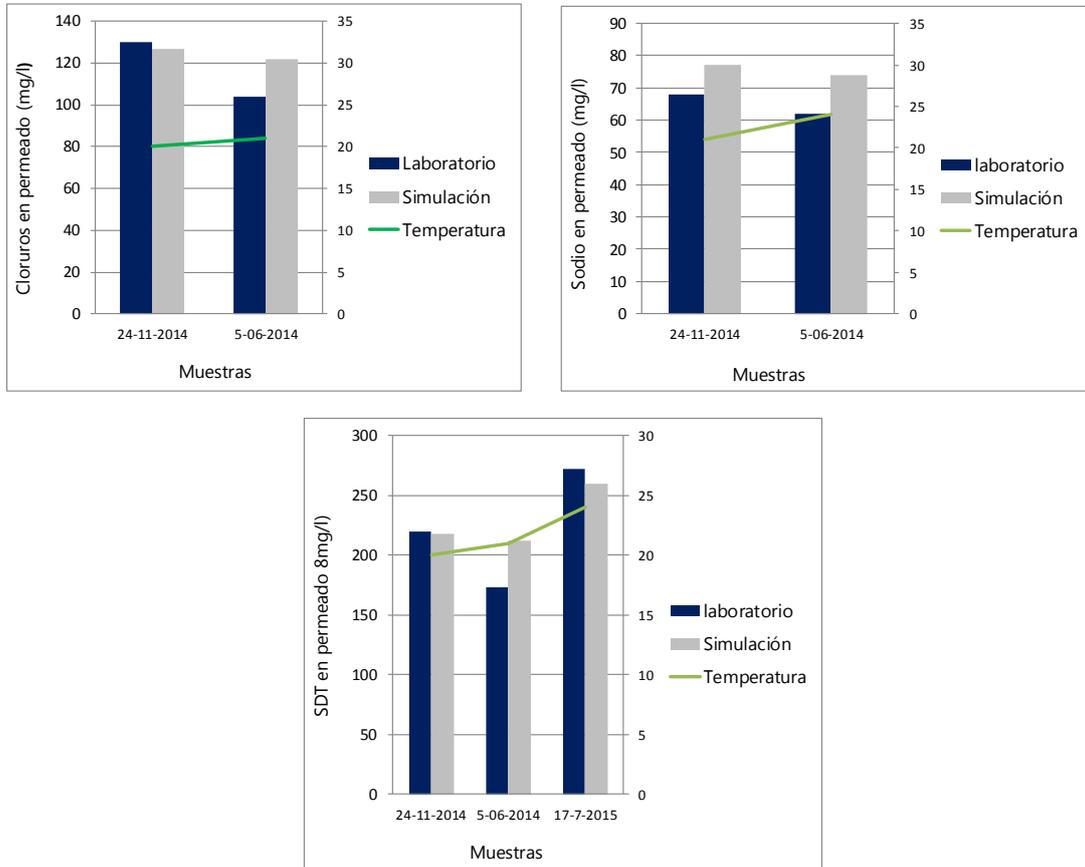
Las características de del primer paso de ósmosis son las siguientes:

Número de racks:	3
Caudal unitario de permeado (m <sup>3</sup> /d):	18.026
Tipo de recuperador de energía:	ERI
Número de tubos de presión por rack:	188
Número de membranas por tubo:	7
Modelo de membranas:	
SW30 - XHR 440i	3 Uds/tubo
SW30 - HRLE 440i	4 Uds/tubo

**Tabla An3:** Características del primer paso de la desaladora de Marina Baja [175]

Para esta desaladora, se han obtenido muestras de cloruros, sodio y sólidos disueltos totales, y los valores obtenidos a la salida del primer paso antes de

alimentar el segundo paso se muestran en la siguiente figura; como en las tablas anteriores, son datos comparando el valor tomado en laboratorio con el resultado de la proyección del programa de cálculo:



**Figura An5:** Comparativa resultados en la IDAM de Marina Baja

Los valores obtenidos en laboratorio y mediante el programa son muy similares. Cuando se analiza el sodio, los resultados del programa son del orden de un 15% mayores que la medida de laboratorio. Con los cloruros ocurre lo mismo, con un porcentaje similar, en uno de los casos; en el otro, la medida de laboratorio es un 2% superior a la simulación del programa.

Una de las muestras de SDT sigue la misma línea que el sodio, siendo la medida del programa del orden de un 15% superior a la medida del laboratorio; las otras dos muestras estudiadas dan un resultado con un valor medido en laboratorio un 1% y un 5% superior a la simulación del programa de cálculo.

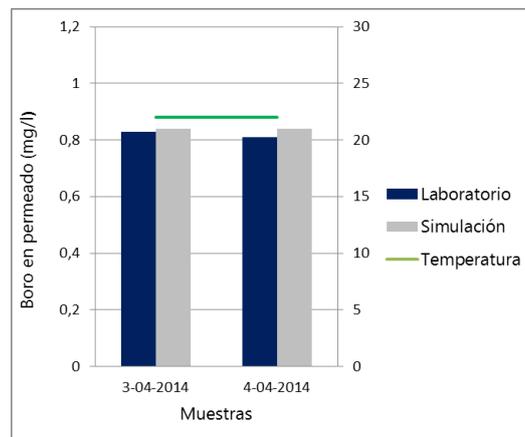
## 5. CASO DE LA DESALADORA DE ANDRATX, MALLORCA

La desaladora de Andratx, en Mallorca, puesta en marcha en el año 2.010, es una planta de 14.000 m<sup>3</sup>/d diseñada con un solo paso de ósmosis inversa de conversión 45% con las siguientes características:

Número de racks:	2
Caudal unitario de permeado (m <sup>3</sup> /d):	7.000
Tipo de recuperador de energía:	Turbina Pelton
Número de tubos de presión por rack:	80
Número de membranas por tubo:	7
Modelo de membranas:	
SW30 - HR 380	3 Uds/tubo
SW30 - HRLE 400	4 Uds/tubo

**Tabla An4:** Características de la desaladora de Andratx

Gracias a los datos aportados por la empresa Degremont se ha podido realizar una comparativa entre varios resultados reales de la instalación en operación con los resultados teóricos obtenidos mediante la simulación con el programa ROSA. Los resultados de boro en el permeado se muestran en la siguiente figura:



**Figura An6:** Comparativa resultados en Andratx- Boro

Los resultados obtenidos en el laboratorio y mediante la simulación por ordenador son muy similares, siendo ligeramente mayores los resultados de la simulación por ordenador.

## 6. CONCLUSIONES

Los artículos incluidos en la bibliografía de este anexo, y que han sido publicados por distintas universidades e Institutos tecnológicos concluyen que los resultados obtenidos con el programa de cálculo ROSA son similares a sus valores experimentales.

Por otro lado, el estudio realizado durante esta investigación comparando muestras de laboratorio de permeado de plantas existentes en operación, con los resultados de la simulación por ordenador de esas mismas desaladoras, nos indica que los resultados del programa son en general similares a los ensayos de laboratorio.

Aun siendo similares los resultados, analizando las diferencias, se observa que en muchas de las muestras estudiadas los datos del programa de cálculo son más elevados que los del laboratorio, tanto en SDT como el cloruros, sodio y boro, lo cual quiere decir que si el programa de simulación da un resultado adecuado parece lógico que en una planta real el proceso se comporte igual o mejor.

También existen muestras en las cuales el valor de laboratorio es superior al del programa, lo cual quiere decir o que el programa es demasiado optimista en esos casos o que las condiciones de simulación del programa no son exactamente iguales a las condiciones en las que se operó la planta durante ese muestro. Con respecto a cloruros y sodio esta situación solo se da con una muestra en la que el valor de laboratorio es un 2% superior a la simulación. Con el boro, hay varios casos con una diferencia de hasta un 9%. Y respecto a los sólidos disueltos totales, hay dos casos en los cuales el valor de laboratorio es un 20% superior al valor de la simulación por ordenador.

La conclusión final es que el programa es adecuado para simular el comportamiento del proceso, y las conclusiones obtenidas a partir de las proyecciones de dicho programa son extensibles a una instalación real en operación.



# ANEXO II

## CÁLCULOS

### RESUMEN

---

*Este anexo está dividido en cuatro partes: la primera parte es la principal e incluye la totalidad de los cálculos realizados después de la última iteración del proceso descrito en el capítulo 5. En total son 77 casos que representan un amplio rango de temperaturas y salinidades que representan la mayoría de los mares del planeta. El análisis de estos resultados así como las gráficas del comportamiento del proceso se encuentran en el capítulo 6.*

*La segunda parte incluye los cálculos realizados en condiciones en las cuales la concentración de boro en agua tratada supera el valor máximo fijado en las condiciones de partida. En estos casos, se realiza una dosificación de sosa para elevar ligeramente el pH y se recalcula el proceso.*

*La tercera parte está formada por los cálculos cuando se modifican las hipótesis de diseño. En esta situación, solo se han realizado los cálculos para los casos más restrictivos, de manera que si el proceso se comporta de manera correcta en estos casos, se comportará de mejor manera en situaciones menos restrictivas.*

*Por último, la cuarta parte muestra como en una situación concreta, con una salinidad fija y un rango de temperaturas más pequeño, se pueden alcanzar conversiones aún mayores, manteniendo en todo momento la presión y la concentración de sales en el agua tratada por debajo de los valores máximos permitidos.*

---

# INDICE

RESUMEN.....	221
1 ALCANCE DE LOS CÁLCULOS .....	224
2 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 30.000 mg/l.....	228
2.1 Balance másico – Entrada a membranas.....	228
2.2 Caso 1.....	230
2.3 Caso 2.....	231
2.4 Caso 3.....	232
2.5 Caso 4.....	233
2.6 Caso 5.....	234
2.7 Caso 6.....	235
2.8 Caso 7.....	236
2.9 Resultados.....	237
3 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 31.000 mg/l.....	240
3.1 Resultados.....	240
4 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 32.000 mg/l.....	242
4.1 Resultados.....	242
5 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 33.000 mg/l.....	244
5.1 Resultados.....	244
6 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 34.000 mg/l.....	246
6.1 Resultados.....	246
7 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 35.000 mg/l.....	249
7.1 Balance másico – Entrada a membranas.....	249
7.2 Caso 36.....	251
7.3 Caso 37.....	252
7.4 Caso 38.....	253
7.5 Caso 39.....	254
7.6 Caso 40.....	255
7.7 Caso 41.....	256
7.8 Caso 42.....	257
7.9 Resultados.....	258
8 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 36.000 mg/l.....	260
8.1 Resultados.....	260
9 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 37.000 mg/l.....	262
9.1 Resultados.....	262
10 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 38.000 mg/l.....	264
10.1 Resultados.....	264
11 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 39.000 mg/l.....	266
11.1 Resultados.....	266
12 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 40.000 mg/l.....	269

12.1	Balance másico – Entrada a membranas .....	269
12.2	Caso 71.....	271
12.3	Caso 72.....	272
12.4	Caso 73.....	273
12.5	Caso 74.....	274
12.6	Caso 75.....	275
12.7	Caso 76.....	276
12.8	Caso 77 .....	277
12.9	Resultados.....	278
13	CÁLCULOS DE BORO A TEMPERATURAS ALTAS .....	280
13.1	Caso 75 con adición de sosa .....	281
13.2	Caso 76 con adición de sosa .....	282
13.3	Caso 77 con adición de sosa .....	283
13.4	Resultados para SDT de entrada de agua de mar 40.000 mg/l.....	284
13.5	Resultados para el resto de salinidades.....	285
14	CÁLCULOS MODIFICANDO LAS HIPÓTESIS DE PARTIDA .....	288
14.1	Balance másico – Entrada a membranas (SDTentrada = 40 g/l).....	288
14.2	Caso 71 con hipótesis 2.....	292
14.3	Caso 72 con hipótesis 2.....	293
14.4	Caso 73 con hipótesis 2.....	294
14.5	Caso 74 con hipótesis 2.....	295
14.6	Caso 75 con hipótesis 2.....	296
14.7	Caso 76 con hipótesis 2.....	297
14.8	Caso 77 con hipótesis 2.....	298
14.9	Resultados.....	299
15	CÁLCULOS CON CONVERSIONES EXTREMAS.....	301
15.1	Balance másico – Entrada a membranas (SDTentrada = 37 g/l).....	302
15.2	Caso: SDTentrada = 37 g/l y temperatura 15°C .....	304
15.3	Caso: SDTentrada = 37 g/l y temperatura 20°C .....	305
15.4	Caso: SDTentrada = 37 g/l y temperatura 25°C .....	306
15.5	Resultados.....	307

## 1 ALCANCE DE LOS CÁLCULOS

El presente anexo incluye los cálculos tanto del balance iónico de entrada a las membranas que define la salinidad de entrada a las mismas, como las proyecciones del funcionamiento del sistema para obtener, por un lado, las presiones de trabajo en las distintas zonas del proceso, y por otro, la calidad de agua tratada en función de las condiciones de entrada de agua de mar.

Los cálculos se han realizado para un rango de salinidades de agua de mar entre 30.000 y 40.000 mg/l y una temperatura entre 10 y 30 °C

Las proyecciones que simulan la operación del proceso están hechas para la situación más desfavorable, de manera que si el proceso funciona de manera correcta en este caso, lo hará de manera más holgada en situaciones más favorables. Las características que definen esta situación son:

- Realizar los cálculos con membranas en operación durante varios años en vez de membranas nuevas.
- Realizar las simulaciones con un factor de flujo (en bibliografía anglosajona denominado "*flow factor*" y hasta hace muy poco tiempo conocido como "*fouling factor*") de 0,8
- Se ha tenido en cuenta el factor de compactación de las membranas que se podría producir debido a grandes variaciones en la temperatura del agua.

La siguiente tabla muestra, a modo de índice, cada uno de los casos estudiados en esta investigación:

Caso	Salinidad de agua de mar (mg/l)	Temperatura (°C)	Caso	Salinidad de agua de mar (mg/l)	Temperatura (°C)
Caso 1	30.000	10	Caso 43	36.000	10
Caso 2		14	Caso 44		14
Caso 3		17	Caso 45		17
Caso 4		20	Caso 46		20
Caso 5		23	Caso 47		23
Caso 6		26	Caso 48		26
Caso 7		30	Caso 49		30
Caso 8	31.000	10	Caso 50	37.000	10
Caso 9		14	Caso 51		14
Caso 10		17	Caso 52		17
Caso 11		20	Caso 53		20
Caso 12		23	Caso 54		23
Caso 13		26	Caso 55		26
Caso 14		30	Caso 56		30
Caso 15	32.000	10	Caso 57	38.000	10
Caso 16		14	Caso 58		14
Caso 17		17	Caso 59		17
Caso 18		20	Caso 60		20
Caso 19		23	Caso 61		23
Caso 20		26	Caso 62		26
Caso 21		30	Caso 63		30
Caso 22	33.000	10	Caso 64	39.000	10
Caso 23		14	Caso 65		14
Caso 24		17	Caso 66		17
Caso 25		20	Caso 67		20
Caso 26		23	Caso 68		23
Caso 27		26	Caso 69		26
Caso 28		30	Caso 70		30
Caso 29	34.000	10	Caso 71	40.000	10
Caso 30		14	Caso 72		14
Caso 31		17	Caso 73		17
Caso 32		20	Caso 74		20
Caso 33		23	Caso 75		23
Caso 34		26	Caso 76		26
Caso 35		30	Caso 77		30
Caso 36	35.000	10			
Caso 37		14			
Caso 38		17			
Caso 39		20			
Caso 40		23			
Caso 41		26			
Caso 42		30			

Cada capítulo de este anexo incluye los cálculos a una salinidad concreta, y dentro de cada capítulo hay un caso diferente dependiendo de la temperatura.

Cada uno de los casos incluye los siguientes cálculos:

- 1.- Balance másico después de la última iteración descrita en el *Capítulo 5 "Metodología de cálculo."* Los datos de partida están formados por la

temperatura, salinidad y los principales iones del agua de mar; y como resultado se obtiene la salinidad y principales iones a la entrada a las membranas de ósmosis inversa después de tener en cuenta por un lado la reducción de salinidad debida a la recirculación del permeado de la tercera etapa, y por otro lado, el aumento de salinidad debido al porcentaje de mezcla del equipo recuperador de energía principal.

El balance másico se ha realizado para cada una de las salinidades de agua de mar, entre 30.000 y 40.000 mg/l, y para cada una de ellas se han considerado dos intervalos: entre 10 y 20°C y entre 20 y 30°C. En cada uno de los intervalos, se ha tomado el caso más desfavorable, es decir, 20°C en el primer intervalo y 30°C en el segundo intervalo

2.- Simulación del proceso de membranas con el programa de cálculo ROSA

Cada capítulo, muestra al final del mismo los resultados de la simulación, los cuales están divididos en tres partes:

- Conversión total de proceso
- Calidad de agua tratada, particularizada para los Sólidos Disueltos Totales (SDT), Cloruros, Sodio y Boro
- Presión de funcionamiento en distintos puntos de la instalación

Aunque durante el desarrollo de la tesis se han realizado los cálculos completos de todos los casos en estudio, este Anexo solo recoge los cálculos completos para las salinidades extremas y la salinidad media, es decir, 30.000, 35.000 y 40.000 mg/l; para el resto de salinidades, solamente se incluyen los resultados.

Una segunda parte de este anexo, el capítulo 13, recoge los cálculos a temperaturas altas, en las cuales se realiza una dosificación de NaOH para elevar ligeramente el pH de entrada a las membranas y favorecer el rechazo de Boro.

La tercera parte del Anexo, el capítulo 14, muestra los resultados del proceso cuando se modifican algunas de las hipótesis de partida, en concreto, las características de funcionamiento del recuperador de energía principal. No se han repetido todos los cálculos, sino que se ha comprobado como varían los resultados en el caso más desfavorable, que se da con la mayor salinidad de

entrada de agua de mar. Para esta salinidad, el rango de temperaturas en el cual se han realizado los cálculos es el mismo de toda la tesis, entre 10 y 30°C.

En la última parte del Anexo, el capítulo 15, se ha buscado la conversión máxima que se puede conseguir con este proceso para un rango de validez no tan amplio como el propuesto en esta tesis. En unas condiciones así, la conversión puede ser aún mayor por lo que se ha llamado a este apartado "conversión extrema". Se ha elegido, como ejemplo, una salinidad de agua de mar fija en 37.000 mg/l y un rango de temperaturas entre 15 y 25°C

## 2 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 30.000 mg/l

### 2.1 Balance másico – Entrada a membranas

**CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS**

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	<b>30.000</b> mg/l
Temperatura:	<b>20</b> °C
Caudal de agua de mar:	970 m <sup>3</sup> /d
	40 m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	<b>1,60%</b>

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	970			30			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	331	0,7820	424	24	0,7820	31	322	0,7820	412
<b>Na</b>	9209	0,4598	20.028	569	0,4598	1.237	8950	0,4598	19.464
<b>Mg</b>	1110	0,2431	4.566	16	0,2431	66	1077	0,2431	4.431
<b>Ca</b>	349	0,4008	871	5	0,4008	12	339	0,4008	845
<b>Sr</b>	11,64	0,8762	13,28	0,16	0,8762	0,18	11,29	0,8762	12,89
<b>Total cationes</b>	<b>11.011</b>		<b>25.902</b>	<b>614</b>		<b>1.347</b>	<b>10.699</b>		<b>25.165</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	122	1,2203	100	9	1,2203	7	118	1,2203	97
<b>CO<sub>3</sub></b>	9,00	0,6001	15,00	0,00	0,6001	0,00	9	0,6001	14,55
<b>NO<sub>3</sub></b>	3,00	1,2401	2,42	0,00	1,2401	0,00	2,91	1,2401	2,35
<b>Cl</b>	16.557	0,7091	23.349	938	0,7091	1.323	16088	0,7091	22.689
<b>SO<sub>4</sub></b>	2.310	0,9606	2.405	13	0,9606	14	2242	0,9606	2.334
<b>Total aniones</b>	<b>19.001</b>		<b>25.872</b>	<b>960</b>		<b>1.344</b>	<b>18.460</b>		<b>25.136</b>
<b>B</b>	4,20		-	4,70			4,22		
<b>SDT</b>	<b>30.016</b>			<b>1.579</b>			<b>29.163</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	380			1000		
	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	327	0,7820	419	324	0,7820	415
<b>Na</b>	9093	0,4598	19.776	9004	0,4598	19.583
<b>Mg</b>	1094	0,2431	4.501	1083	0,2431	4.458
<b>Ca</b>	344	0,4008	859	341	0,4008	850
<b>Sr</b>	11	0,8762	13,09	11	0,8762	12,96
<b>total cationes</b>	<b>10.870</b>		<b>25.568</b>	<b>10.764</b>		<b>25.318</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	120	1,2203	99	119	1,2203	98
<b>CO<sub>3</sub></b>	9	0,6001	14,78	9	0,6001	14,64
<b>NO<sub>3</sub></b>	3	1,2401	2,38	3	1,2401	2,36
<b>Cl</b>	16346	0,7091	23.052	16186	0,7091	22.826
<b>SO<sub>4</sub></b>	2277	0,9606	2.371	2255	0,9606	2.348
<b>total aniones</b>	<b>18.755</b>		<b>25.538</b>	<b>18.572</b>		<b>25.289</b>
<b>B</b>	4,22		-	4,22		-
<b>SDT</b>	<b>29.630</b>			<b>29.340</b>		

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

<b>Salinidad agua de mar:</b>	<b>30.000</b>	<b>mg/l</b>
<b>Temperatura:</b>	<b>30</b>	<b>°C</b>
Caudal de agua de mar:	970	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	1,60%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	970			30			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	331	0,7820	424	41	0,7820	52	323	0,7820	413
<b>Na</b>	9209	0,4598	20.028	962	0,4598	2.092	8961	0,4598	19.490
<b>Mg</b>	1110	0,2431	4.566	27	0,2431	111	1077	0,2431	4.432
<b>Ca</b>	349	0,4008	871	8	0,4008	21	339	0,4008	845
<b>Sr</b>	11,64	0,8762	13,28	0,28	0,8762	0,32	11,29	0,8762	12,89
<b>Total cationes</b>	<b>11.011</b>		<b>25.902</b>	<b>1.039</b>		<b>2.277</b>	<b>10.712</b>		<b>25.193</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	122	1,2203	100	16	1,2203	13	119	1,2203	97
<b>CO<sub>3</sub></b>	9,00	0,6001	15,00	0,01	0,6001	0,02	9	0,6001	14,55
<b>NO<sub>3</sub></b>	3,00	1,2401	2,42	0,00	1,2401	0,00	2,91	1,2401	2,35
<b>Cl</b>	16.557	0,7091	23.349	1.587	0,7091	2.238	16108	0,7091	22.716
<b>SO<sub>4</sub></b>	2.310	0,9606	2.405	22	0,9606	23	2242	0,9606	2.334
<b>Total aniones</b>	<b>19.001</b>		<b>25.872</b>	<b>1.625</b>		<b>2.274</b>	<b>18.480</b>		<b>25.164</b>
<b>B</b>	4,20		-	5,65			4,24		
<b>SDT</b>	<b>30.016</b>			<b>2.669</b>			<b>29.196</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	380			1000		
	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	328	0,7820	419	325	0,7820	415
<b>Na</b>	9105	0,4598	19.802	9016	0,4598	19.608
<b>Mg</b>	1094	0,2431	4.503	1084	0,2431	4.459
<b>Ca</b>	344	0,4008	859	341	0,4008	851
<b>Sr</b>	11	0,8762	13,10	11,4	0,8762	12,97
<b>total cationes</b>	<b>10.883</b>		<b>25.596</b>	<b>10.777</b>		<b>25.346</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	121	1,2203	99	119	1,2203	98
<b>CO<sub>3</sub></b>	9	0,6001	14,78	9	0,6001	14,64
<b>NO<sub>3</sub></b>	3	1,2401	2,38	3	1,2401	2,36
<b>Cl</b>	16366	0,7091	23.079	16206	0,7091	22.854
<b>SO<sub>4</sub></b>	2278	0,9606	2.371	2255	0,9606	2.348
<b>total aniones</b>	<b>18.776</b>		<b>25.567</b>	<b>18.592</b>		<b>25.317</b>
<b>B</b>	4,24		-	4,24		-
<b>SDT</b>	<b>29.663</b>			<b>29.373</b>		

## 2.2 Caso 1

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: **30.000 mg/l**

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	65.42 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	19.54 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>10.0 C</b>	Concentrado	53.43 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	29376.32 mg/l	Media	36.49 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	28.20 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)	Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	65.07	0.00	523.15	63.64	476.85	13.89	0.00	0.00	47.87
2	SW30XLE-440i	3	4	523.15	63.29	0.00	410.72	62.41	112.42	9.55	0.00	0.00	167.46
3	SW30ULE-440i	3	3	410.72	62.07	0.00	380.00	61.54	30.73	3.48	4.70	0.00	898.95

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	324.00	324.00	618.69	787.35	849.91	0.70	2.49	13.67	1.67
Na	9004.00	9004.00	17196.03	21886.90	23631.06	16.64	58.44	317.90	39.15
Mg	1083.00	1083.00	2069.74	2635.83	2848.28	0.46	1.60	8.58	1.07
Ca	341.00	341.00	651.69	829.94	896.83	0.14	0.50	2.69	0.33
Sr	11.00	11.00	21.02	26.77	28.93	0.00	0.02	0.09	0.01
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	2.85	2.85	8.15	11.48	12.75	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	119.00	119.00	221.65	279.54	300.92	0.46	1.08	5.03	0.77
NO3	3.00	3.00	5.68	7.18	7.68	0.06	0.20	1.03	0.13
Cl	16186.00	16209.32	30959.22	39406.96	42551.21	27.42	96.30	523.83	64.52
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2255.00	2255.00	4310.10	5489.49	5932.83	0.38	1.31	7.01	0.88
SIO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.22	4.22	7.82	9.69	10.21	0.28	0.97	3.34	0.56
CO2	2.12	2.12	3.69	4.61	4.96	2.50	3.87	4.59	2.88
STD	29352.99	29376.32	56106.66	71416.85	77118.73	47.87	167.46	898.95	111.71
pH	7.60	7.60	7.63	7.71	7.75	5.57	5.72	6.24	5.71

### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 2.3 Caso 2

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: **30.000 mg/l**

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.02 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	60.85 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	19.85 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>14.0 C</b>	Concentrado	54.35 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	29374.89 mg/l	Media	37.10 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	24.07 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	60.51	0.00	519.77	59.18	480.23	13.99	60.57
2	SW30XLE-440i	3	4	519.77	61.53	0.00	410.25	60.71	109.52	9.30	217.44
3	SW30ULE-440i	3	3	410.25	60.37	0.00	379.98	59.87	30.27	3.43	1146.19

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	324.00	324.00	622.55	787.90	849.31	0.87	3.15	17.02	2.06
Na	9004.00	9004.00	17303.50	21902.48	23614.78	21.09	76.03	406.49	49.61
Mg	1083.00	1083.00	2083.07	2638.60	2847.91	0.58	2.08	11.01	1.36
Ca	341.00	341.00	655.89	830.81	896.72	0.18	0.65	3.45	0.42
Sr	11.00	11.00	21.16	26.80	28.93	0.01	0.02	0.11	0.01
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	3.38	2.85	9.32	12.91	14.28	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	119.00	119.00	222.90	279.59	300.54	0.52	1.35	6.40	0.92
NO3	0.00	3.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	16186.00	16209.32	31155.34	39438.99	42527.18	34.78	125.34	670.22	81.80
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2255.00	2255.00	4338.00	5495.60	5932.64	0.48	1.70	9.00	1.11
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.22	4.22	7.79	9.54	9.98	0.36	1.25	3.93	0.69
CO2	1.95	2.12	3.53	4.44	4.78	2.34	3.72	4.40	2.71
STD	29350.52	29376.32	56456.26	71468.19	77069.35	60.57	217.44	1146.19	141.25
pH	7.60	7.60	7.61	7.69	7.73	5.61	5.78	6.32	5.77

### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
1		0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
2		0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
3		0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
4		0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
5		0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
6		0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
7		0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2							
1		0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
2		0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
3		0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
4		0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3							
1		0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
2		0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
3		0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 2.4 Caso 3

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: **30.000 mg/l**

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.01 m³/d	Presión Osmótica:
Presión de Alimentación	57.85 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>17.0 C</b>	Concentrado
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	29376.06 mg/l	Media
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh	

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	57.50	0.00	519.83	56.24	480.17	13.98
2	SW30XLE-440i	3	4	519.83	60.65	0.00	410.49	59.87	109.35	9.29
3	SW30ULE-440i	3	3	410.49	59.52	0.00	379.99	59.05	30.49	3.45

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	72.34
0.00	4.75	258.81
2.10	0.00	1347.17

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	324.00	324.00	622.29	787.04	848.54	1.07	3.86	20.49	2.51
Na	9004.00	9004.00	17297.75	21881.48	23598.93	25.16	90.42	477.81	58.93
Mg	1083.00	1083.00	2082.72	2636.87	2847.41	0.70	2.47	12.97	1.61
Ca	341.00	341.00	655.78	830.27	896.56	0.22	0.77	4.07	0.50
Sr	11.00	11.00	21.15	26.78	28.92	0.01	0.02	0.13	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	3.81	2.85	10.20	14.04	15.52	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	119.00	119.00	222.79	279.26	300.26	0.58	1.57	7.51	1.06
NO3	3.00	3.00	5.69	7.12	7.58	0.09	0.31	1.48	0.19
Cl	16186.00	16209.32	31141.21	39397.00	42495.05	41.46	149.00	787.50	97.12
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2255.00	2255.00	4337.41	5492.28	5932.13	0.57	2.03	10.62	1.32
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.22	4.22	7.72	9.39	9.80	0.44	1.46	4.30	0.81
CO2	1.84	2.12	3.41	4.32	4.65	2.23	3.61	4.26	2.60
STD	29353.96	29376.32	56441.15	71405.80	77026.89	72.34	258.81	1347.17	167.89
pH	7.60	7.60	7.60	7.67	7.71	5.64	5.83	6.37	5.82

### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52

Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92

Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 2.5 Caso 4

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: **30.000 mg/l**

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.01 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	20.30 bar
Presión de Alimentación	55.40 bar	Temperatura de Alimentación	<b>20.0 C</b>	Concentrado	55.71 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	29375.93 mg/l	Media	38.00 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	19.35 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	55.05	0.00	519.72	53.86	480.28	13.99
2	SW30XLE-440i	3	4	519.72	60.01	0.00	410.29	59.27	109.43	9.30
3	SW30ULE-440i	3	3	410.29	58.92	0.00	379.99	58.47	30.30	3.43

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	85.98
0.00	6.50	305.95
1.40	0.00	1595.46

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	324.00	325.00	622.24	786.98	847.80	1.27	4.56	24.26	2.97
Na	9004.00	9016.00	17296.99	21881.72	23581.34	29.91	106.98	566.68	69.74
Mg	1083.00	1084.00	2083.04	2637.83	2846.93	0.83	2.92	15.44	1.91
Ca	341.00	341.00	655.88	830.57	896.41	0.26	0.91	4.84	0.60
Sr	11.00	11.40	21.16	26.79	28.92	0.01	0.03	0.16	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	4.28	6.12	11.15	15.27	16.84	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	119.00	119.00	222.77	279.22	299.98	0.64	1.82	8.90	1.23
NO3	3.00	3.00	5.68	7.09	7.52	0.10	0.36	1.71	0.23
Cl	16186.00	16227.85	31139.37	39397.51	42464.50	49.29	176.29	934.10	114.95
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2255.00	2255.00	4338.22	5494.63	5931.75	0.68	2.40	12.64	1.57
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.22	4.24	7.64	9.23	9.59	0.52	1.69	4.68	0.93
CO2	1.75	1.54	3.31	4.21	4.53	2.14	3.50	4.12	2.49
STD	29354.43	29412.63	56440.19	71410.36	76976.81	85.98	305.95	1595.46	198.54
pH	7.60	7.60	7.59	7.65	7.69	5.68	5.89	6.42	5.87

### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52

Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92

Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 2.6 Caso 5

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: **30.000 mg/l**  
Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m <sup>3</sup> /d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m <sup>3</sup> /d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	53.50 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	20.56 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>23.0 C</b>	Concentrado	56.46 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	29412.96 mg/l	Media	38.51 bar
Área Activa Total	2289.06 M <sup>2</sup>	Número de Elementos	56	NDP media	17.57 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de concentrado (m <sup>3</sup> /d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	53.15	0.00	519.22	52.02	480.78	14.00
2	SW30XLE-440i	3	4	519.22	59.58	0.00	410.12	58.87	109.10	9.27
3	SW30ULE-440i	3	3	410.12	58.52	0.00	380.00	58.09	30.12	3.41
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	102.00
								0.00	7.90	362.18
								0.80	0.00	1883.04

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	325.00	324.00	624.54	789.24	849.54	1.51	5.42	28.68	3.51
Na	9016.00	9004.00	17331.51	21908.45	23592.15	35.49	126.75	669.70	82.36
Mg	1084.00	1083.00	2086.82	2641.05	2848.97	0.98	3.46	18.31	2.26
Ca	341.00	341.00	656.47	830.82	896.23	0.30	1.08	5.74	0.70
Sr	11.40	11.00	21.95	27.78	29.96	0.01	0.04	0.19	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	4.80	2.85	12.19	16.59	18.26	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	119.00	119.00	222.91	279.17	299.68	0.72	2.13	10.49	1.42
NO3	3.00	3.00	5.66	7.06	7.46	0.12	0.42	1.97	0.26
Cl	16206.00	16209.32	31203.07	39448.38	42488.11	58.49	208.89	1104.13	135.76
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2255.00	2255.00	4342.27	5496.68	5931.24	0.81	2.84	14.99	1.86
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.24	4.22	7.60	9.10	9.42	0.62	1.95	5.04	1.07
CO2	1.68	2.12	3.21	4.10	4.42	2.05	3.39	3.99	2.40
STD	29389.46	29376.32	56550.82	71497.21	77015.42	102.00	362.18	1883.04	234.29
pH	7.60	7.60	7.57	7.64	7.68	5.73	5.94	6.48	5.93

**Advertencias de Diseño**  
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 2.7 Caso 6

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: **30.000 mg/l**

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.01 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	20.79 bar
Presión de Alimentación	51.88 bar	Temperatura de Alimentación	<b>26.0 C</b>	Concentrado	57.13 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	29412.83 mg/l	Media	38.96 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	16.09 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)			
											Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	51.53	0.00	519.65	50.46	480.35	13.99	0.00	0.00	120.49
2	SW30XLE-440i	3	4	519.65	59.21	0.00	410.28	58.53	109.38	9.29	0.00	9.10	423.80
3	SW30ULE-440i	3	3	410.28	58.19	0.00	379.99	57.77	30.29	3.43	0.35	0.00	2186.66

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	325.00	324.00	623.77	788.37	848.55	1.78	6.34	33.29	4.12
Na	9016.00	9004.00	17311.25	21886.66	23568.95	41.94	148.50	778.69	96.73
Mg	1084.00	1083.00	2084.93	2639.67	2848.35	1.16	4.06	21.37	2.66
Ca	341.00	341.00	655.87	830.39	896.03	0.36	1.27	6.70	0.83
Sr	11.40	11.00	21.93	27.76	29.96	0.01	0.04	0.22	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.34	2.85	13.26	17.97	19.76	0.00	0.00	0.01	0.00
HCO3	119.00	119.00	222.67	278.89	299.36	0.82	2.47	12.18	1.64
NO3	3.00	3.00	5.64	7.01	7.39	0.14	0.49	2.22	0.31
Cl	16206.00	16209.32	31166.19	39409.52	42448.09	69.13	244.74	1284.05	159.45
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2255.00	2255.00	4338.55	5494.27	5930.76	0.96	3.33	17.53	2.18
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.24	4.22	7.49	8.90	9.19	0.73	2.19	5.31	1.21
CO2	1.61	2.12	3.11	3.99	4.31	1.97	3.29	3.85	2.31
STD	29390.00	29376.32	56486.87	71431.38	76949.70	120.49	423.80	2186.66	274.90
pH	7.60	7.60	7.56	7.62	7.66	5.78	6.00	6.53	5.99

### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 2.8 Caso 7

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: **30.000 mg/l**

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	50.34 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	21.09 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>30.0 C</b>	Concentrado	58.01 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	29412.63 mg/l	Media	39.55 bar
Área Activa Total	2289.06 m²	Número de Elementos	56	NDP media	14.54 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	50.00	0.00	519.44	48.99	480.56	14.00
2	SW30XLE-440i	3	4	519.44	58.90	0.00	410.00	58.26	109.44	9.30
3	SW30ULE-440i	3	3	410.00	57.91	0.00	380.00	57.52	30.00	3.40
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	149.58
								0.00	10.25	521.50
								0.00	0.00	2694.58

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	325.00	324.00	623.63	788.01	846.99	2.21	7.81	40.98	5.08
Na	9016.00	9004.00	17308.97	21880.39	23532.01	52.11	183.09	961.24	119.22
Mg	1084.00	1083.00	2085.53	2640.89	2847.29	1.44	5.02	26.56	3.29
Ca	341.00	341.00	656.06	830.77	895.70	0.45	1.56	8.32	1.02
Sr	11.40	11.00	21.93	27.77	29.94	0.01	0.05	0.28	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	6.12	2.85	14.82	19.97	21.89	0.00	0.00	0.01	0.00
HCO3	119.00	119.00	222.66	278.80	298.87	0.97	3.02	15.02	1.99
NO3	3.00	3.00	5.61	6.95	7.29	0.18	0.59	2.62	0.37
Cl	16206.00	16209.32	31161.63	39399.08	42384.56	85.89	301.77	1585.49	196.56
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2255.00	2255.00	4340.12	5497.53	5929.86	1.19	4.12	21.82	2.70
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.24	4.22	7.34	8.63	8.86	0.90	2.53	5.64	1.41
CO2	1.54	2.12	2.99	3.87	4.18	1.88	3.17	3.68	2.21
STD	29390.78	29376.32	56482.93	71419.46	76845.06	149.58	521.50	2694.58	338.36
pH	7.60	7.60	7.54	7.60	7.64	5.85	6.07	6.61	6.06

### Advertencias de Diseño

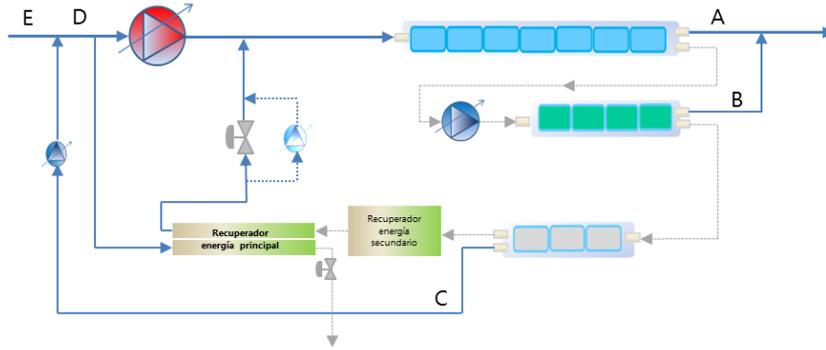
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 2.9 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada</sub> 30 g/l



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	477	112	31	589
14	480	109	30	590
17	480	109	30	590
20	481	109	30	590
23	481	109	30	590
26	480	109	30	590
30	481	109	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d)	CONVERSION DEL SISTEMA (%)
	(C)	(D)	(E)	(A+B)/(E)
10	31	1.000	969	60,8%
14	30	1.000	970	60,8%
17	30	1.000	970	60,8%
20	30	1.000	970	60,8%
23	30	1.000	970	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 30 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	477	48	112	168	589	71
14	480	61	109	218	590	90
17	480	73	109	259	590	107
20	481	86	109	306	590	127
23	481	102	109	363	590	150
26	480	121	109	424	590	177
30	481	149	109	522	590	218

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	477	28	112	97	589	41
14	480	35	109	126	590	52
17	480	42	109	149	590	62
20	481	50	109	177	590	74
23	481	59	109	209	590	87
26	480	70	109	245	590	102
30	481	86	109	302	590	126

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	477	17	112	59	589	25
14	480	22	109	77	590	32
17	480	26	109	91	590	38
20	481	30	109	107	590	44
23	481	36	109	127	590	53
26	480	42	109	149	590	62
30	481	53	109	184	590	77

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	477	0,28	112	0,97	589	0,41
14	480	0,36	109	1,25	590	0,53
17	480	0,44	109	1,46	590	0,63
20	481	0,52	109	1,69	590	0,74
23	481	0,62	109	1,95	590	0,87
26	480	0,74	109	2,2	590	1,01
30	481	0,9	109	2,53	590	1,20

PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 30 g/l

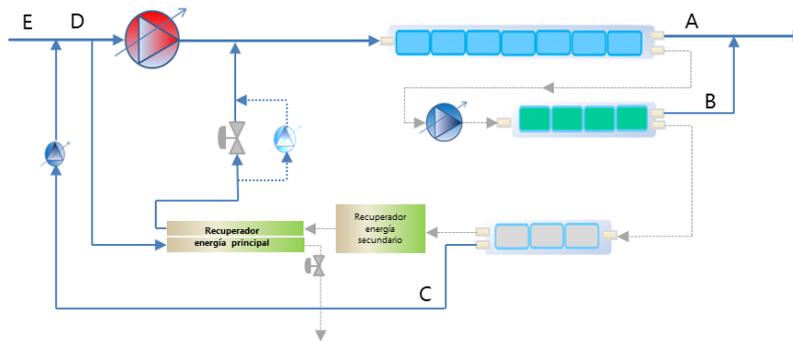
Membranas en operación (Factor de ensuciamiento 0,8)

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	65,4	0	63,3	61,5	0,0
14	60,9	2,7	61,5	59,9	0,0
17	57,85	4,75	60,6	59,1	0,0
20	55,4	6,5	60,0	58,6	0,6
23	53,5	7,9	59,6	58,1	2,1
26	51,9	9,1	59,2	57,8	3,4
30	50,4	10,25	58,9	57,5	4,6

### 3 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 31.000 mg/l

#### 3.1 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada</sub> 31 g/l



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	110	30	590
14	481	109	30	590
17	480	109	31	589
20	481	109	30	590
23	480	109	30	590
26	481	109	30	590
30	481	110	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d)	CONVERSION DEL SISTEMA (%)
	(C)	(D)	(E)	(A+B)/(E)
10	30	1.000	970	60,8%
14	30	1.000	970	60,8%
17	31	1.000	969	60,8%
20	30	1.000	970	60,8%
23	30	1.000	970	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 31 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	50	110	177	590	74
14	481	63	109	226	590	93
17	480	75	109	267	589	111
20	481	89	109	316	590	131
23	480	106	109	373	590	155
26	481	125	109	439	590	183
30	481	155	110	538	590	226

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	479,6	29	110	102	590	43
14	481	36	109	130	590	53
17	480	43	109	155	589	64
20	481	52	109	183	590	76
23	480	61	109	216	590	90
26	481	72	109	254	590	106
30	481	89	110	312	590	130

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	479,6	18	110	62	590	26
14	481	22	109	79	590	33
17	480	27	109	94	589	39
20	481	31	109	111	590	46
23	480	37	109	131	590	54
26	481	44	109	154	590	64
30	481	54	110	190	590	79

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	479,6	0,29	110	1,01	590	0,42
14	481	0,37	109	1,28	590	0,54
17	480	0,45	109	1,49	589	0,64
20	481	0,54	109	1,73	590	0,76
23	480	0,64	109	1,99	590	0,89
26	481	0,75	109	2,25	590	1,03
30	481	0,92	110	2,59	590	1,23

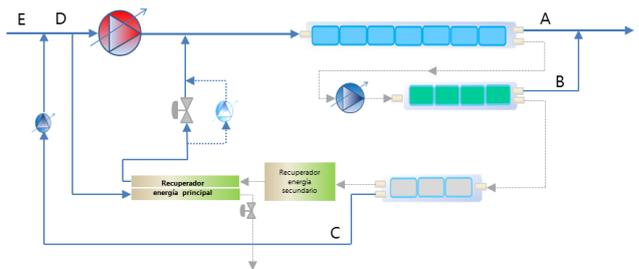
PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 31 g/l

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	67,3	0	65,2	63,5	0,0
14	62,4	3,3	63,7	62,0	0,0
17	59,3	5,45	62,8	61,2	0,0
20	56,8	7,2	62,2	60,6	1,3
23	54,9	8,6	61,7	60,2	2,8
26	53,3	9,75	61,3	59,9	4,1
30	51,8	10,95	61,1	59,7	5,4

## 4 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 32.000 mg/l

### 4.1 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada</sub> 32 g/l



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	110	30	590
14	481	109	30	590
17	481	109	30	590
20	481	109	30	590
23	480	109	30	590
26	481	109	30	590
30	480	110	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d)	CONVERSION DEL SISTEMA (%)
	(C)	(D)	(E)	(A+B)/(E)
10	30	1.000	970	60,8%
14	30	1.000	970	60,8%
17	30	1.000	970	60,8%
20	30	1.000	970	60,8%
23	30	1.000	970	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 32 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	51	110	184	590	76
14	481	65	109	233	590	96
17	481	78	109	277	590	115
20	481	92	109	327	590	136
23	480	110	109	386	590	161
26	481	129	109	454	590	189
30	480	160	110	555	590	234

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	30	110	106	590	44
14	481	38	109	134	590	56
17	481	45	109	160	590	66
20	481	53	109	189	590	78
23	480	63	109	223	590	93
26	481	74	109	262	590	109
30	480	92	110	321	590	135

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	18	110	65	590	27
14	481	23	109	82	590	34
17	481	27	109	97	590	40
20	481	32	109	115	590	47
23	480	38	109	135	590	56
26	481	45	109	159	590	66
30	480	56	110	195	590	82

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,29	110	1,04	590	0,43
14	481	0,38	109	1,31	590	0,55
17	481	0,46	109	1,53	590	0,66
20	481	0,55	109	1,77	590	0,78
23	480	0,65	109	2,03	590	0,91
26	481	0,77	109	2,30	590	1,05
30	480	0,94	110	2,64	590	1,26

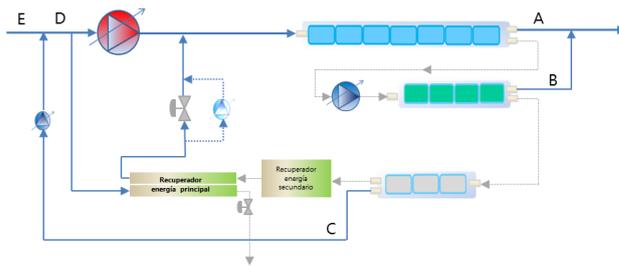
PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada 32 g/l</sub>

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	69,0	0,45	67,3	65,6	0,0
14	63,9	4	65,8	64,2	0,0
17	60,8	6,1	65,0	63,4	0,1
20	58,3	7,85	64,3	62,8	2,0
23	56,4	9,3	63,8	62,3	3,4
26	54,8	10,4	63,4	62,0	4,7
30	53,2	11,7	63,2	61,9	6,2

## 5 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 33.000 mg/l

### 5.1 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada 33 g/l</sub>



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	109	31	589
14	481	109	31	589
17	481	109	30	590
20	480	109	31	589
23	481	109	31	590
26	481	109	30	590
30	481	109	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d) (C)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d) (D)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d) (E)	CONVERSION DEL SISTEMA (%) (A+B)/(E)
10	31	1.000	969	60,8%
14	31	1.000	970	60,8%
17	30	1.000	970	60,8%
20	31	1.000	970	60,8%
23	31	1.000	970	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 33 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	53	109	190	589	78
14	481	67	109	241	589	99
17	481	80	109	286	590	118
20	480	95	109	338	589	140
23	481	113	109	400	590	166
26	481	133	109	467	590	195
30	481	166	109	574	590	242

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	31	109	110	589	46
14	481	39	109	139	589	57
17	481	46	109	165	590	68
20	480	55	109	195	589	81
23	481	65	109	231	590	96
26	481	77	109	270	590	113
30	481	95	109	333	590	139

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	19	109	67	589	28
14	481	24	109	85	589	35
17	481	28	109	100	590	41
20	480	34	109	119	589	50
23	481	40	109	140	590	58
26	481	47	109	164	590	69
30	481	58	109	202	590	85

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,3	109	1,06	589	0,44
14	481	0,39	109	1,34	589	0,57
17	481	0,47	109	1,56	590	0,67
20	480	0,56	109	1,81	589	0,79
23	481	0,67	109	2,09	590	0,93
26	481	0,79	109	2,34	590	1,08
30	481	0,96	109	2,7	590	1,28

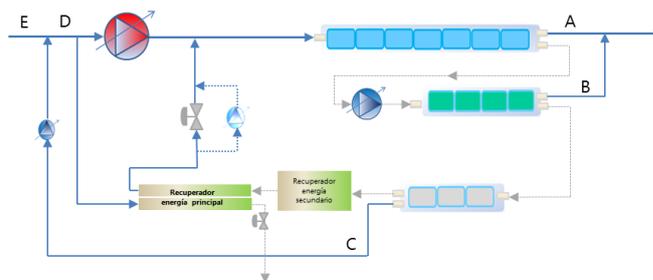
PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 33 g/l

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada	Booster 2	Entrada	Salida	Presión
10	70,6	1	69,5	67,7	0,0
14	65,4	4,6	68,0	66,3	0,0
17	62,3	6,8	67,2	65,6	0,8
20	59,9	8,5	66,4	64,9	2,5
23	57,9	9,9	66,0	64,5	4,1
26	56,3	11,2	65,7	64,3	5,5
30	54,8	12,35	65,5	64,1	6,8

## 6 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 34.000 mg/l

### 6.1 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada</sub> 34 g/l



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	109	30	590
14	480	108	31	589
17	480	109	31	589
20	481	109	31	590
23	481	109	31	589
26	480	110	30	590
30	481	110	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d)	CONVERSION DEL SISTEMA (%)
	(C)	(D)	(E)	(A+B)/(E)
10	30	1.000	970	60,8%
14	31	1.000	970	60,7%
17	31	1.000	969	60,8%
20	31	1.000	970	60,8%
23	31	1.000	970	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	971	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 34 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	55	109	196	590	81
14	480	69	108	248	589	102
17	480	83	109	294	589	122
20	481	98	109	349	590	144
23	481	117	109	411	589	171
26	480	138	110	480	590	201
30	481	171	110	592	590	249

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	32	109	113	590	47
14	480	40	108	143	589	59
17	480	48	109	170	589	71
20	481	57	109	202	590	84
23	481	67	109	238	589	99
26	480	79	110	278	590	116
30	481	98	110	343	590	143

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	19	109	69	590	28
14	480	24	108	87	589	36
17	480	29	109	103	589	43
20	481	35	109	123	590	51
23	481	41	109	144	589	60
26	480	48	110	169	590	70
30	481	60	110	208	590	87

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,30	109	1,08	590	0,44
14	480	0,40	108	1,36	589	0,58
17	480	0,48	109	1,59	589	0,69
20	481	0,57	109	1,85	590	0,81
23	481	0,68	109	2,12	589	0,95
26	480	0,80	110	2,39	590	1,10
30	481	0,98	110	2,75	590	1,31

PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 34 g/l

## Membranas en operación (Factor de ensuciamiento 0,8)

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	72,2	1,8	71,9	70,2	0,0
14	67,0	5,4	70,4	68,7	0,0
17	63,9	7,55	69,5	67,9	1,5
20	61,4	9,2	68,7	67,2	3,3
23	59,3	10,7	68,2	66,7	4,9
26	57,7	12	68,0	66,5	6,3
30	56,3	13,1	67,7	66,3	7,5

## 7 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 35.000 mg/l

### 7.1 Balance másico – Entrada a membranas

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	<b>35.000</b>	<b>mg/l</b>
Temperatura:	<b>20</b>	<b>°C</b>
Caudal de agua de mar:	970	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	1,60%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	970			30			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
K	387	0,7820	495	28	0,7820	36	376	0,7820	481
Na	10744	0,4598	23.366	666	0,4598	1.448	10441	0,4598	22.708
Mg	1295	0,2431	5.327	19	0,2431	78	1256	0,2431	5.169
Ca	407	0,4008	1.016	6	0,4008	14	395	0,4008	986
Sr	13,57	0,8762	15,49	0,19	0,8762	0,22	13,17	0,8762	15,03
<b>Total cationes</b>	<b>12.846</b>		<b>30.219</b>	<b>719</b>		<b>1.576</b>	<b>12.482</b>		<b>29.359</b>
HCO <sub>3</sub>	142	1,2203	116	11	1,2203	9	138	1,2203	113
CO <sub>3</sub>	10,50	0,6001	17,50	0,00	0,6001	0,00	10	0,6001	16,97
NO <sub>3</sub>	3,50	1,2401	2,82	0,00	1,2401	0,00	3,40	1,2401	2,74
Cl	19.316	0,7091	27.241	1.098	0,7091	1.548	18770	0,7091	26.470
SO <sub>4</sub>	2.696	0,9606	2.806	15	0,9606	16	2615	0,9606	2.722
<b>Total aniones</b>	<b>22.168</b>		<b>30.184</b>	<b>1.124</b>		<b>1.573</b>	<b>21.537</b>		<b>29.325</b>
B	4,70		-	5,22			4,72		
<b>SDT</b>	<b>35.019</b>			<b>1.848</b>			<b>34.024</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	380			1000		
	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
K	382	0,7820	488	378	0,7820	484
Na	10608	0,4598	23.072	10505	0,4598	22.846
Mg	1276	0,2431	5.252	1264	0,2431	5.201
Ca	402	0,4008	1.002	398	0,4008	992
Sr	13	0,8762	15,27	13	0,8762	15,13
<b>total cationes</b>	<b>12.682</b>		<b>29.829</b>	<b>12.558</b>		<b>29.538</b>
HCO <sub>3</sub>	140	1,2203	115	139	1,2203	114
CO <sub>3</sub>	10	0,6001	17,24	10	0,6001	17,08
NO <sub>3</sub>	3	1,2401	2,78	3	1,2401	2,75
Cl	19070	0,7091	26.894	18884	0,7091	26.631
SO <sub>4</sub>	2657	0,9606	2.766	2631	0,9606	2.739
<b>total aniones</b>	<b>21.881</b>		<b>29.795</b>	<b>21.668</b>		<b>29.504</b>
B	4,72		-	4,72		-
<b>SDT</b>	<b>34.568</b>			<b>34.230</b>		

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

<b>Salinidad agua de mar:</b>	<b>35.000</b>	<b>mg/l</b>
<b>Temperatura:</b>	<b>30</b>	<b>°C</b>
Caudal de agua de mar:	970,5	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	1,60%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	454	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
	971			30			1000		
<b>K</b>	387	0,7820	495	48	0,7820	61	377	0,7820	482
<b>Na</b>	10744	0,4598	23.366	1.140	0,4598	2.479	10460	0,4598	22.750
<b>Mg</b>	1295	0,2431	5.327	32	0,2431	132	1257	0,2431	5.173
<b>Ca</b>	407	0,4008	1.016	10	0,4008	25	396	0,4008	987
<b>Sr</b>	13,57	0,8762	15,49	0,33	0,8762	0,38	13,18	0,8762	15,05
<b>Total cationes</b>	<b>12.846</b>		<b>30.219</b>	<b>1.230</b>		<b>2.697</b>	<b>12.503</b>		<b>29.407</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	142	1,2203	116	18	1,2203	15	138	1,2203	113
<b>CO<sub>3</sub></b>	10,50	0,6001	17,50	0,01	0,6001	0,02	10	0,6001	16,98
<b>NO<sub>3</sub></b>	3,50	1,2401	2,82	0,00	1,2401	0,00	3,40	1,2401	2,74
<b>Cl</b>	19.316	0,7091	27.241	1.881	0,7091	2.653	18802	0,7091	26.516
<b>SO<sub>4</sub></b>	2.696	0,9606	2.806	26	0,9606	27	2617	0,9606	2.724
<b>Total aniones</b>	<b>22.168</b>		<b>30.184</b>	<b>1.925</b>		<b>2.694</b>	<b>21.571</b>		<b>29.373</b>
<b>B</b>	4,70		-	6,28			4,75		
<b>SDT</b>	<b>35.019</b>			<b>3.162</b>			<b>34.079</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
	380			1000		
<b>K</b>	383	0,7820	489	379	0,7820	485
<b>Na</b>	10628	0,4598	23.114	10524	0,4598	22.888
<b>Mg</b>	1277	0,2431	5.256	1265	0,2431	5.205
<b>Ca</b>	402	0,4008	1.003	398	0,4008	993
<b>Sr</b>	13	0,8762	15,29	13,3	0,8762	15,14
<b>total cationes</b>	<b>12.703</b>		<b>29.877</b>	<b>12.579</b>		<b>29.585</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	141	1,2203	115	139	1,2203	114
<b>CO<sub>3</sub></b>	10	0,6001	17,25	10	0,6001	17,08
<b>NO<sub>3</sub></b>	3	1,2401	2,78	3	1,2401	2,76
<b>Cl</b>	19103	0,7091	26.940	18916	0,7091	26.677
<b>SO<sub>4</sub></b>	2659	0,9606	2.768	2633	0,9606	2.741
<b>total aniones</b>	<b>21.916</b>		<b>29.843</b>	<b>21.702</b>		<b>29.551</b>
<b>B</b>	4,75			4,75		-
<b>SDT</b>	<b>34.624</b>			<b>34.286</b>		

## 7.2 Caso 36

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 35.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.98 m³/d	Presión Osmótica:	22.85 bar
Presión de Alimentación	73.75 bar	Temperatura de Alimentación	<b>10.0 C</b>	Alimentación Concentrada	63.27 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	34274.61 mg/l	Media	43.06 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	31.08 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh		
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	73.40	0.00	519.84	71.97	480.16	13.98
2	SW30XLE-440i	3	4	519.84	74.33	0.00	410.19	73.45	109.65	9.31
3	SW30ULE-440i	3	3	410.19	73.10	0.00	380.02	72.56	30.16	3.42
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	55.83
								0.00	2.70	200.55
								5.00	0.00	1066.86

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	378.00	378.00	726.39	919.78	991.50	0.82	2.98	16.19	1.95
Na	10505.00	10505.00	20190.26	25568.77	27568.22	19.44	70.12	377.78	45.84
Mg	1264.00	1264.00	2431.03	3080.38	3324.06	0.54	1.92	10.21	1.25
Ca	398.00	398.00	765.47	969.93	1046.67	0.17	0.60	3.20	0.39
Sr	13.00	13.00	25.00	31.68	34.19	0.01	0.02	0.10	0.01
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	3.79	5.74	10.32	14.14	15.53	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	139.00	139.00	260.69	327.32	351.97	0.52	1.28	6.00	0.89
NO3	3.00	3.00	5.72	7.19	7.68	0.06	0.21	1.04	0.13
Cl	18884.00	18910.37	36352.53	46039.39	49644.21	32.05	115.55	622.54	75.55
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2631.00	2631.00	5060.78	6413.21	6921.57	0.45	1.57	8.33	1.03
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.72	4.72	8.80	10.85	11.42	0.31	1.10	3.75	0.62
CO2	2.46	1.96	4.32	5.44	5.86	2.90	4.56	5.41	3.34
STD	34245.79	34274.11	65878.49	83433.84	89970.86	55.83	200.55	1066.86	130.58
pH	7.60	7.60	7.68	7.80	7.86	5.55	5.71	6.24	5.70

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

### 7.3 Caso 37

**Información del Proyecto:**Salinidad agua mar: 35.000 mg/l  
Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

**Detalles del Sistema**

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	23.21 bar
Presión de Alimentación	68.46 bar	Temperatura de Alimentación	<b>14.0 C</b>	Concentrado	64.40 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	34274.43 mg/l	Media	43.80 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	26.56 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		
Clasificación del Agua:Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	68.12	0.00	519.62	66.79	480.38	13.99
2	SW30XLE-440i	3	4	519.62	72.74	0.00	410.14	71.92	109.48	9.30
3	SW30ULE-440i	3	3	410.14	71.57	0.00	380.00	71.07	30.14	3.41
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	70.99
								0.00	6.30	254.08
								3.50	0.00	1343.26

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	378.00	378.00	726.49	919.42	990.72	1.04	3.78	20.39	2.47
Na	10505.00	10505.00	20193.90	25560.81	27550.23	24.73	88.87	476.34	58.01
Mg	1264.00	1264.00	2431.92	3080.46	3323.74	0.69	2.43	12.90	1.59
Ca	398.00	398.00	765.75	969.96	1046.57	0.21	0.76	4.05	0.49
Sr	13.00	13.00	25.01	31.68	34.18	0.01	0.02	0.13	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	4.49	5.74	11.76	15.97	17.49	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	139.00	139.00	260.63	327.08	351.59	0.59	1.56	7.55	1.06
NO3	3.00	3.00	5.70	7.16	7.62	0.07	0.26	1.29	0.17
Cl	18884.00	18910.37	36358.13	46024.62	49612.50	40.77	146.46	785.06	95.61
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2631.00	2631.00	5062.81	6413.76	6921.59	0.57	1.99	10.55	1.30
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.72	4.72	8.71	10.67	11.17	0.41	1.39	4.37	0.77
CO2	2.24	1.96	4.10	5.20	5.62	2.69	4.34	5.14	3.13
STD	34246.49	34274.11	65891.92	83411.91	89920.09	70.99	254.08	1343.26	165.13
pH	7.60	7.60	7.66	7.78	7.84	5.59	5.78	6.31	5.77

**Advertencias de Diseño**  
-Ninguno-

**Detalles Etapa**

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 7.4 Caso 38

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 35.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.90 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	61.99 %	Alimentación	23.48 bar
Presión de Alimentación	65.37 bar	Temperatura de Alimentación	<b>17.0 C</b>	Concentrado	65.22 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	34274.27 mg/l	Media	44.35 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	23.82 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.28 lmh		
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	65.02	0.00	519.52	63.76	480.48	13.99
2	SW30XLE-440i	3	4	519.52	71.82	0.00	410.14	71.03	109.38	9.29
3	SW30ULE-440i	3	3	410.14	70.69	0.00	380.10	70.21	30.04	3.40
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	84.69
								0.00	8.40	301.92
								2.50	0.00	1592.61

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	378.00	378.00	726.44	918.97	989.69	1.24	4.49	24.17	2.93
Na	10505.00	10505.00	20193.14	25550.25	27524.88	29.51	105.67	565.50	68.92
Mg	1264.00	1264.00	2432.24	3080.12	3322.34	0.82	2.89	15.36	1.89
Ca	398.00	398.00	765.85	969.86	1046.13	0.25	0.90	4.82	0.59
Sr	13.00	13.00	25.02	31.68	34.17	0.01	0.03	0.16	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.08	5.74	12.96	17.48	19.12	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	139.00	139.00	260.57	326.89	351.20	0.65	1.82	8.95	1.23
NO3	3.00	3.00	5.69	7.13	7.57	0.09	0.31	1.50	0.20
Cl	18884.00	18910.37	36356.01	46005.32	49567.61	48.64	174.14	932.10	113.60
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2631.00	2631.00	5063.63	6413.41	6919.29	0.67	2.37	12.57	1.55
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.72	4.72	8.64	10.51	10.96	0.49	1.63	4.81	0.90
CO2	2.09	1.96	3.94	5.03	5.44	2.55	4.18	4.94	2.98
STD	34247.08	34274.11	65890.94	83381.17	89844.65	84.69	301.92	1592.61	196.06
pH	7.60	7.60	7.65	7.77	7.83	5.64	5.83	6.37	5.82

### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 7.5 Caso 39

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 35.000 mg/l  
Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.04 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	23.75 bar
Presión de Alimentación	62.86 bar	Temperatura de Alimentación	<b>20.0 C</b>	Concentrado	66.08 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	34274.11 mg/l	Media	44.91 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	21.52 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)			
											Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	62.51	0.00	519.34	61.32	480.66	14.00	0.00	0.00	100.72
2	SW30XLE-440i	3	4	519.34	71.08	0.00	410.15	70.33	109.19	9.28	0.00	10.10	357.65
3	SW30ULE-440i	3	3	410.15	69.98	0.00	379.96	69.53	30.19	3.42	1.50	0.00	1866.64

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	378.00	378.00	726.47	918.46	989.18	1.48	5.32	28.33	3.46
Na	10505.00	10505.00	20194.92	25537.95	27514.24	35.10	125.27	663.66	81.59
Mg	1264.00	1264.00	2432.94	3079.73	3322.98	0.97	3.42	18.09	2.24
Ca	398.00	398.00	766.07	969.73	1046.33	0.30	1.07	5.67	0.70
Sr	13.00	13.00	25.02	31.67	34.18	0.01	0.03	0.19	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.74	5.74	14.27	19.14	20.92	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	139.00	139.00	260.57	326.70	351.02	0.73	2.13	10.49	1.42
NO3	3.00	3.00	5.68	7.10	7.52	0.10	0.36	1.71	0.23
Cl	18884.00	18910.37	36358.42	45982.96	49549.44	57.86	206.45	1094.03	134.48
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2631.00	2631.00	5065.26	6413.00	6921.35	0.80	2.81	14.81	1.84
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.72	4.72	8.55	10.33	10.74	0.59	1.88	5.18	1.04
CO2	1.96	1.96	3.79	4.87	5.26	2.42	4.02	4.74	2.84
STD	34247.74	34274.11	65898.50	83345.48	89818.52	100.72	357.65	1866.64	231.91
pH	7.60	7.60	7.64	7.75	7.81	5.68	5.89	6.42	5.88

**Advertencias de Diseño**  
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20	
3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02	
4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87	
5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74	
6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63	
7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52	

Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24	
3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08	
4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92	

Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30	
3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16	

## 7.6 Caso 40

Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 35.000 mg/l  
Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	24.06 bar
Presión de Alimentación	60.90 bar	Temperatura de Alimentación	<b>23.0 C</b>	Concentrado	67.03 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	34331.83 mg/l	Media	45.55 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	19.59 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)	Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	60.56	0.00	519.47	59.43	480.53	14.00	0.00	0.00	119.66
2	SW30XLE-440i	3	4	519.47	70.58	0.00	410.52	69.87	108.95	9.25	0.00	11.50	422.77
3	SW30ULE-440i	3	3	410.52	69.52	0.00	380.00	69.08	30.52	3.46	0.60	0.00	2168.75

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	379.00	379.00	727.97	919.49	990.70	1.76	6.30	32.93	4.09
Na	10525.00	10524.00	20222.60	25550.33	27540.31	41.72	148.22	771.98	96.38
Mg	1265.00	1265.00	2434.13	3079.07	3324.66	1.15	4.05	21.09	2.64
Ca	398.00	398.00	765.84	968.76	1046.03	0.36	1.26	6.61	0.82
Sr	13.30	13.30	25.59	32.37	34.96	0.01	0.04	0.22	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	6.47	8.48	15.72	20.95	22.89	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	139.00	139.00	260.42	326.25	350.69	0.83	2.49	12.18	1.65
NO3	3.00	3.00	5.66	7.05	7.46	0.12	0.42	1.94	0.27
Cl	18916.00	18938.86	36402.47	45998.84	49590.85	68.76	244.26	1272.72	158.86
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2633.00	2633.00	5067.79	6411.89	6925.45	0.95	3.32	17.28	2.17
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.75	4.75	8.50	10.19	10.56	0.70	2.17	5.56	1.20
CO2	1.84	1.59	3.64	4.70	5.09	2.29	3.87	4.53	2.70
STD	34304.95	34328.82	65976.80	83373.22	89894.32	119.66	422.77	2168.75	273.76
pH	7.60	7.60	7.62	7.74	7.80	5.74	5.95	6.48	5.94

Advertencias de Diseño  
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52

Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92

Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 7.7 Caso 41

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 40.000 mg/l  
Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.92 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	67.19 bar	Conversión Paso 1	61.99 %	Alimentación	27.87 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>26.0 C</b>	Concentrado	78.80 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39167.01 mg/l	Media	53.33 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	20.70 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.28 l/mh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	66.85	0.00	519.72	65.78	480.28	13.99
2	SW30XLE-440i	3	4	519.72	82.64	0.00	410.64	81.95	109.08	9.27
3	SW30ULE-440i	3	3	410.64	81.60	0.00	380.08	81.18	30.55	3.46
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	162.09
								0.00	17.20	564.64
								0.40	0.00	2881.68

Nombre	Corrientes Paso (mg/l como ión)									
	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado				
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	413.00	413.00	792.54	1000.90	1077.98	2.30	8.11	42.05	5.28	
Na	12020.00	12020.27	23075.57	29152.34	31413.15	56.72	198.76	1029.12	129.64	
Mg	1445.00	1445.00	2778.91	3515.63	3795.98	1.57	5.44	28.23	3.56	
Ca	454.00	454.00	873.10	1104.58	1192.66	0.49	1.69	8.83	1.11	
Sr	15.00	15.00	28.85	36.49	39.41	0.02	0.06	0.29	0.04	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	9.11	10.62	21.01	27.35	29.57	0.00	0.00	0.01	0.00	
HCO3	159.00	159.00	297.87	373.56	401.65	1.07	3.33	16.39	2.20	
NO3	4.00	4.00	7.52	9.34	9.85	0.19	0.65	2.94	0.41	
Cl	21607.00	21607.00	41491.07	52425.46	56503.69	93.35	327.11	1694.57	213.40	
F	2.00	2.00	3.84	4.84	5.22	0.01	0.04	0.22	0.03	
SO4	3008.00	3008.00	5786.57	7322.47	7909.26	1.29	4.47	23.17	2.93	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boro	5.15	5.15	9.10	10.82	11.18	0.89	2.62	6.27	1.46	
CO2	1.93	1.78	3.98	5.20	5.66	2.46	4.23	4.90	2.91	
STD	39165.57	39167.35	75208.84	95034.78	102442.31	162.09	564.64	2881.68	366.94	
pH	7.60	7.60	7.68	7.85	7.93	5.79	6.00	6.54	6.00	

**Advertencias de Diseño**  
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 7.8 Caso 42

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 35.000 mg/l  
Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.92 m³/d	Presión Osmótica:
		Conversión Paso 1	61.99 %	Alimentación
Presión de Alimentación	57.82 bar	Temperatura de Alimentación	<b>30.0 C</b>	Concentrado
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	34328.82 mg/l	Media
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.28 l/mh	
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5				

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	57.48	0.00	519.47	56.48	480.53	13.99
2	SW30XLE-440i	3	4	519.47	70.04	0.00	409.56	69.39	109.91	9.34
3	SW30ULE-440i	3	3	409.56	69.05	0.00	380.08	68.65	29.49	3.34
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	175.61
								0.00	13.90	606.27
								0.00	0.00	3194.75

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	379.00	379.00	727.19	919.91	987.52	2.59	9.06	48.45	5.92
Na	10524.00	10524.00	20202.28	25566.55	27461.55	61.31	213.19	1140.67	139.57
Mg	1265.00	1265.00	2433.59	3085.11	3322.01	1.69	5.84	31.51	3.85
Ca	398.00	398.00	765.68	970.66	1045.20	0.53	1.82	9.88	1.20
Sr	13.30	13.30	25.59	32.44	34.93	0.02	0.06	0.33	0.04
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	8.48	8.48	19.65	25.99	28.23	0.00	0.00	0.01	0.00
HCO3	139.00	139.00	260.22	326.53	349.78	1.13	3.54	17.99	2.34
NO3	3.00	3.00	5.61	6.96	7.29	0.18	0.59	2.66	0.37
Cl	18916.00	18938.86	36364.36	46028.81	49453.83	101.04	351.36	1881.41	230.11
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2633.00	2633.00	5067.31	6425.88	6922.40	1.40	4.80	25.91	3.17
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.75	4.75	8.23	9.68	9.95	1.00	2.80	6.28	1.57
CO2	1.59	1.59	3.31	4.33	4.68	2.03	3.51	4.03	2.40
STD	34305.96	34328.82	65918.49	83444.15	89669.56	175.61	606.27	3194.75	395.55
pH	7.60	7.60	7.60	7.71	7.77	5.88	6.09	6.64	6.09

### Advertencias de Diseño

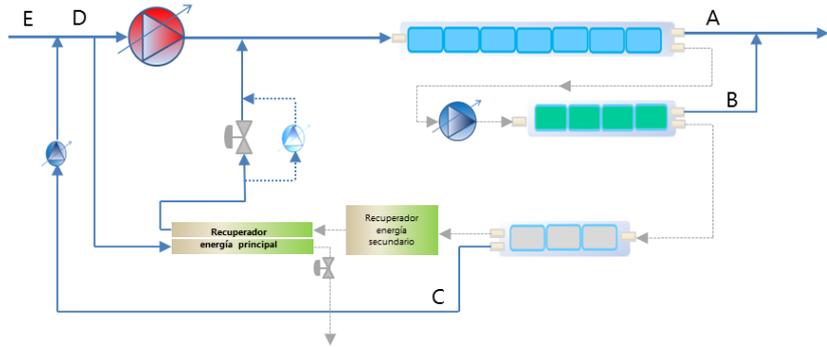
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 7.9 Resultados

**CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT entrada 35 g/l**



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	110	30	590
14	480	110	30	590
17	481	109	30	590
20	481	109	30	590
23	481	109	31	590
26	480	109	31	589
30	481	110	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d) (C)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d) (D)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d) (E)	CONVERSION DEL SISTEMA (%) (A+B)/(E)
10	30	1.000	970	60,8%
14	30	1.000	970	60,8%
17	30	1.000	970	60,8%
20	30	1.000	970	60,8%
23	31	1.000	970	60,8%
26	31	1.000	969	60,8%
30	30	1.000	971	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 35 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	56	110	201	590	83
14	480	71	110	255	590	105
17	481	85	109	302	590	125
20	481	101	109	358	590	149
23	481	120	109	423	590	176
26	480	142	109	496	589	207
30	481	176	110	607	590	256

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	33	110	116	590	48
14	480	41	110	147	590	61
17	481	49	109	175	590	72
20	481	58	109	207	590	86
23	481	69	109	245	590	102
26	480	82	109	287	589	120
30	481	102	110	352	590	149

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	20	110	71	590	29
14	480	25	110	89	590	37
17	481	30	109	106	590	44
20	481	36	109	126	590	53
23	481	42	109	149	590	62
26	480	50	109	175	589	73
30	481	62	110	214	590	90

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,31	110	1,10	590	0,46
14	480	0,41	110	1,39	590	0,59
17	481	0,49	109	1,63	590	0,70
20	481	0,59	109	1,88	590	0,83
23	481	0,70	109	2,17	590	0,97
26	480	0,82	109	2,44	589	1,12
30	481	1,00	110	2,80	590	1,34

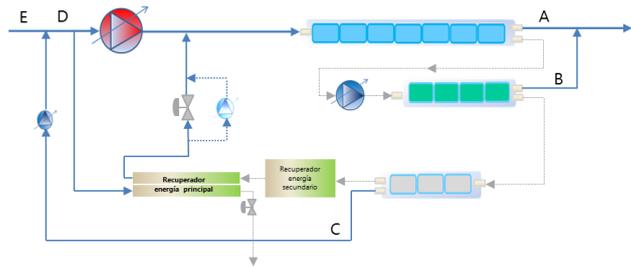
**PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 35 g/l**

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	73,7	2,7	74,3	72,6	0,0
14	68,5	6,3	72,7	71,1	0,1
17	65,4	8,4	71,8	70,2	2,3
20	62,9	10,1	71,1	69,5	4,1
23	60,9	11,5	70,6	69,1	5,7
26	59,3	12,6	70,1	68,7	6,9
30	57,8	13,9	70,0	68,6	8,3

**8 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 36.000 mg/l**

**8.1 Resultados**

**CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada</sub> 36 g/l**



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	109	30	590
14	480	109	30	590
17	480	109	31	589
20	480	110	31	590
23	480	109	31	589
26	481	109	30	590
30	480	109	31	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d) (C)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d) (D)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d) (E)	CONVERSION DEL SISTEMA (%) (A+B)/(E)
10	30	1.000	970	60,8%
14	30	1.000	970	60,8%
17	31	1.000	969	60,8%
20	31	1.000	969	60,8%
23	31	1.000	969	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	31	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 36 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	58	109	207	590	86
14	480	74	109	262	590	109
17	480	88	109	311	589	129
20	480	104	110	367	590	153
23	480	124	109	435	589	182
26	481	146	109	510	590	213
30	480	181	109	626	590	264

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	33	109	120	590	49
14	480	42	109	151	590	62
17	480	51	109	179	589	75
20	480	60	110	212	590	88
23	480	71	109	251	589	104
26	481	84	109	295	590	123
30	480	105	109	363	590	153

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	21	109	73	590	31
14	480	26	109	92	590	38
17	480	31	109	109	589	45
20	480	37	110	129	590	54
23	480	43	109	153	589	63
26	481	51	109	179	590	75
30	480	64	109	220	590	93

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,32	109	1,13	590	0,47
14	480	0,41	109	1,41	590	0,60
17	480	0,50	109	1,65	589	0,71
20	480	0,60	110	1,91	590	0,84
23	480	0,71	109	2,21	589	0,99
26	481	0,84	109	2,49	590	1,15
30	480	1,02	109	2,86	590	1,36

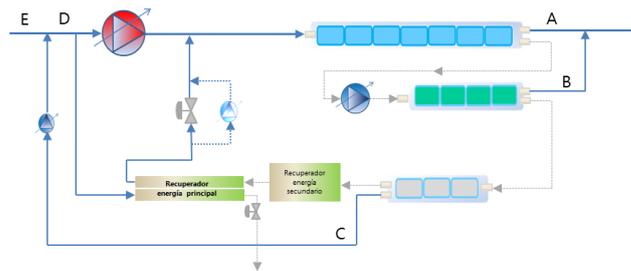
PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada 36 g/l</sub>

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	75,4	3,4	76,7	75,0	0,0
14	70,0	7,1	75,1	73,5	1,0
17	66,9	9,2	74,1	72,5	3,1
20	64,3	11	73,5	71,9	5,1
23	62,4	12,3	72,9	71,4	6,5
26	60,9	13,5	72,6	71,2	7,8
30	59,3	14,6	72,2	70,8	9,0

## 9 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 37.000 mg/l

### 9.1 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada 37 g/l</sub>



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	109	31	589
14	480	109	31	590
17	481	109	30	590
20	480	109	30	590
23	480	109	30	590
26	480	110	30	590
30	481	110	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d)	CONVERSION DEL SISTEMA (%)
	(C)	(D)	(E)	(A+B)/(E)
10	31	1.000	969	60,8%
14	31	1.000	970	60,8%
17	30	1.000	970	60,8%
20	30	1.000	970	60,8%
23	30	1.000	970	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 37 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	60	109	213	589	88
14	480	76	109	269	590	112
17	481	90	109	320	590	133
20	480	107	109	378	590	157
23	480	127	109	446	590	186
26	480	150	110	522	590	219
30	481	187	110	641	590	272

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	34	109	123	589	50
14	480	44	109	155	590	65
17	481	52	109	185	590	77
20	480	62	109	219	590	91
23	480	73	109	258	590	107
26	480	87	110	302	590	127
30	481	108	110	372	590	157

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	21	109	75	589	31
14	480	27	109	94	590	39
17	481	32	109	112	590	47
20	480	38	109	133	590	56
23	480	45	109	157	590	66
26	480	53	110	184	590	77
30	481	65	110	226	590	95

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,32	109	1,15	589	0,47
14	480	0,42	109	1,44	590	0,61
17	481	0,51	109	1,69	590	0,73
20	480	0,61	109	1,96	590	0,86
23	480	0,73	109	2,24	590	1,01
26	480	0,86	110	2,53	590	1,17
30	481	1,04	110	2,91	590	1,39

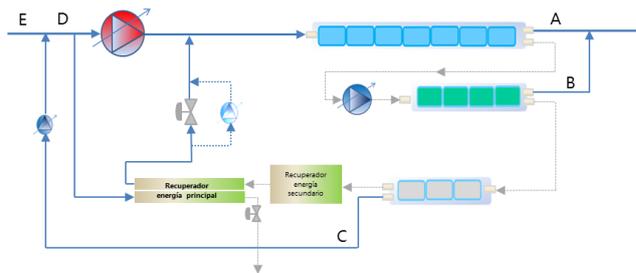
PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 37 g/l

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	77,1	4,2	79,2	77,4	0,0
14	71,7	8	77,6	76,0	1,8
17	68,5	10,1	76,7	75,1	4,1
20	66,0	11,8	75,9	74,3	5,8
23	64	13,3	75,5	74,0	7,5
26	62,4	14,5	75,2	73,7	8,8
30	61	15,6	74,9	73,5	10,0

## 10 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 38.000 mg/l

### 10.1 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada</sub> 38 g/l



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	109	31	589
14	480	110	30	590
17	480	109	31	589
20	481	109	31	589
23	480	109	31	589
26	481	108	31	589
30	481	109	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d) (C)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d) (D)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d) (E)	CONVERSION DEL SISTEMA (%) (A+B)/(E)
10	31	1.000	969	60,8%
14	30	1.000	970	60,8%
17	31	1.000	969	60,8%
20	31	1.000	969	60,8%
23	31	1.000	969	60,8%
26	31	1.000	969	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT entrada 38 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	61	109	220	589	90
14	480	78	110	276	590	115
17	480	93	109	329	589	137
20	481	110	109	390	589	162
23	480	131	109	460	589	192
26	481	154	108	543	589	225
30	481	192	109	662	590	279

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	35	109	127	589	52
14	480	45	110	160	590	66
17	480	54	109	190	589	79
20	481	64	109	226	589	94
23	480	75	109	266	589	110
26	481	89	108	315	589	130
30	481	111	109	384	590	162

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	22	109	77	589	32
14	480	27	110	96	590	40
17	480	33	109	115	589	48
20	481	39	109	137	589	57
23	480	46	109	162	589	67
26	481	54	108	191	589	79
30	481	67	109	233	590	98

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,33	109	1,17	589	0,49
14	480	0,43	110	1,47	590	0,62
17	480	0,52	109	1,72	589	0,74
20	481	0,62	109	1,99	589	0,87
23	480	0,74	109	2,29	589	1,03
26	481	0,87	108	2,60	589	1,19
30	481	1,06	109	2,97	590	1,41

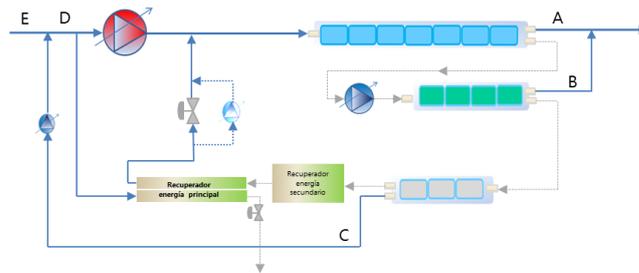
PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA  $SDT_{entrada} 38 \text{ g/l}$

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	78,8	5	81,7	79,9	0,0
14	73,3	9	80,3	78,6	2,8
17	70,1	11	79,1	77,5	4,9
20	67,6	12,6	78,3	76,8	6,7
23	65,5	14	77,7	76,2	8,2
26	64,1	15	77,4	75,9	9,3
30	62,6	16,5	77,4	76,0	10,9

## 11 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 39.000 mg/l

### 11.1 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA  $SDT_{entrada} 39 \text{ g/l}$



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	476	107	37	583
14	482	108	31	590
17	480	109	31	590
20	481	109	30	590
23	480	109	31	590
26	480	109	30	590
30	480	110	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d) (C)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d) (D)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d) (E)	CONVERSION DEL SISTEMA (%) (A+B)/(E)
10	37	1.000	963	60,5%
14	31	1.000	969	60,8%
17	31	1.000	970	60,8%
20	30	1.000	970	60,8%
23	31	1.000	970	60,8%
26	30	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 39 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	476	63	107	226	583	93
14	482	80	108	287	590	118
17	480	95	109	336	590	140
20	481	113	109	399	590	166
23	480	134	109	470	590	196
26	480	159	109	551	590	232
30	480	197	110	676	590	286

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	476	36	107	131	583	53
14	482	46	108	166	590	68
17	480	55	109	194	590	81
20	481	65	109	231	590	96
23	480	78	109	272	590	114
26	480	92	109	319	590	134
30	480	114	110	393	590	166

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	476	22	107	79	583	32
14	482	28	108	101	590	41
17	480	34	109	118	590	50
20	481	40	109	140	590	59
23	480	47	109	165	590	69
26	480	56	109	194	590	82
30	480	69	110	239	590	101

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	476	0,34	107	1,19	583	0,50
14	482	0,43	108	1,50	590	0,63
17	480	0,53	109	1,73	590	0,75
20	481	0,63	109	2,00	590	0,88
23	480	0,75	109	2,31	590	1,04
26	480	0,88	109	2,6	590	1,20
30	480	1,07	110	2,98	590	1,42

PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 39 g/l

## Membranas en operación (Factor de ensuciamiento 0,8)

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	80,0	5	82,7	80,9	0,0
14	75,2	9,5	82,6	81,0	3,3
17	71,7	12,1	81,9	80,3	6,1
20	69,2	13,8	81,1	79,6	7,9
23	67,3	15,15	80,6	79,0	9,2
26	65,6	16,3	80,2	78,7	10,6
30	64,2	17,5	80,0	78,6	11,9

## 12 SALINIDAD DE AGUA DE MAR: 40.000 mg/l

### 12.1 Balance másico – Entrada a membranas

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	<b>40.000</b>	mg/l
Temperatura:	<b>20</b>	°C
Caudal de agua de mar:	969,2	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	<b>1,60%</b>	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	969			31			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	422	0,7820	540	30	0,7820	38	410	0,7820	524
<b>Na</b>	12278	0,4598	26.703	740	0,4598	1.609	11923	0,4598	25.930
<b>Mg</b>	1480	0,2431	6.089	21	0,2431	86	1435	0,2431	5.904
<b>Ca</b>	465	0,4008	1.160	7	0,4008	17	451	0,4008	1.125
<b>Sr</b>	15,51	0,8762	17,70	0,21	0,8762	0,24	15,04	0,8762	17,16
<b>Total cationes</b>	<b>14.661</b>		<b>34.510</b>	<b>798</b>		<b>1.752</b>	<b>14.234</b>		<b>33.501</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	162	1,2203	133	12	1,2203	10	157	1,2203	129
<b>CO<sub>2</sub></b>	12,00	0,6001	20,00	0,00	0,6001	0,00	12	0,6001	19,38
<b>NO<sub>3</sub></b>	4,00	1,2401	3,23	0,00	1,2401	0,00	3,88	1,2401	3,13
<b>Cl</b>	22.076	0,7091	31.132	1.219	0,7091	1.719	21434	0,7091	30.226
<b>SO<sub>4</sub></b>	3.081	0,9606	3.207	17	0,9606	18	2987	0,9606	3.109
<b>Total aniones</b>	<b>25.335</b>		<b>34.496</b>	<b>1.248</b>		<b>1.747</b>	<b>24.593</b>		<b>33.487</b>
<b>B</b>	5,10		-	5,49			5,11		
<b>SDT</b>	<b>40.001</b>			<b>2.052</b>			<b>38.832</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	380			1000		
	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	416	0,7820	533	412	0,7820	527
<b>Na</b>	12113	0,4598	26.345	11995	0,4598	26.088
<b>Mg</b>	1458	0,2431	5.999	1444	0,2431	5.940
<b>Ca</b>	458	0,4008	1.143	454	0,4008	1.132
<b>Sr</b>	15	0,8762	17,44	15	0,8762	17,27
<b>total cationes</b>	<b>14.461</b>		<b>34.037</b>	<b>14.320</b>		<b>33.704</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	160	1,2203	131	158	1,2203	130
<b>CO<sub>2</sub></b>	12	0,6001	19,69	12	0,6001	19,50
<b>NO<sub>3</sub></b>	4	1,2401	3,18	4	1,2401	3,15
<b>Cl</b>	21777	0,7091	30.710	21564	0,7091	30.410
<b>SO<sub>4</sub></b>	3034	0,9606	3.159	3005	0,9606	3.128
<b>total aniones</b>	<b>24.987</b>		<b>34.023</b>	<b>24.743</b>		<b>33.691</b>
<b>B</b>	5,11			5,11		
<b>SDT</b>	<b>39.453</b>			<b>39.068</b>		

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

<b>Salinidad agua de mar:</b>	<b>40.000</b>	<b>mg/l</b>
<b>Temperatura:</b>	<b>30</b>	<b>°C</b>
Caudal de agua de mar:	970	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	1,60%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	970			30			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	454	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	422	0,7820	540	51	0,7820	65	411	0,7820	525
<b>Na</b>	12278	0,4598	26.703	1.272	0,4598	2.766	11948	0,4598	25.985
<b>Mg</b>	1480	0,2431	6.089	35	0,2431	144	1437	0,2431	5.911
<b>Ca</b>	465	0,4008	1.160	11	0,4008	27	451	0,4008	1.126
<b>Sr</b>	15,51	0,8762	17,70	0,36	0,8762	0,41	15,06	0,8762	17,18
<b>Total cationes</b>	<b>14.661</b>		<b>34.510</b>	<b>1.369</b>		<b>3.003</b>	<b>14.262</b>		<b>33.565</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	162	1,2203	133	21	1,2203	17	158	1,2203	129
<b>CO<sub>2</sub></b>	12,00	0,6001	20,00	0,01	0,6001	0,02	12	0,6001	19,40
<b>NO<sub>3</sub></b>	4,00	1,2401	3,23	0,00	1,2401	0,00	3,88	1,2401	3,13
<b>Cl</b>	22.076	0,7091	31.132	2.096	0,7091	2.956	21477	0,7091	30.287
<b>SO<sub>4</sub></b>	3.081	0,9606	3.207	29	0,9606	30	2989	0,9606	3.112
<b>Total aniones</b>	<b>25.335</b>		<b>34.496</b>	<b>2.146</b>		<b>3.003</b>	<b>24.639</b>		<b>33.551</b>
<b>B</b>	5,10		-	6,64			5,15		
<b>SDT</b>	<b>40.001</b>			<b>3.522</b>			<b>38.906</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	380			1000		
	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/L as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	417	0,7820	534	413	0,7820	529
<b>Na</b>	12139	0,4598	26.401	12020	0,4598	26.143
<b>Mg</b>	1460	0,2431	6.005	1445	0,2431	5.947
<b>Ca</b>	459	0,4008	1.144	454	0,4008	1.133
<b>Sr</b>	15	0,8762	17,46	15	0,8762	17,29
<b>total cationes</b>	<b>14.490</b>		<b>34.102</b>	<b>14.348</b>		<b>33.769</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	160	1,2203	131	159	1,2203	130
<b>CO<sub>2</sub></b>	12	0,6001	19,71	12	0,6001	19,52
<b>NO<sub>3</sub></b>	4	1,2401	3,18	4	1,2401	3,15
<b>Cl</b>	21820	0,7091	30.772	21607	0,7091	30.471
<b>SO<sub>4</sub></b>	3037	0,9606	3.162	3008	0,9606	3.131
<b>total aniones</b>	<b>25.034</b>		<b>34.088</b>	<b>24.789</b>		<b>33.755</b>
<b>B</b>	5,15			5,15		
<b>SDT</b>	<b>39.529</b>			<b>39.143</b>		

## 12.2 Caso 71

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	81.78 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	25.90 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>10.0 C</b>	Concentrado	72.55 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	38741.51 mg/l	Media	49.22 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	33.55 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	81.43	0.00	519.57	80.00	480.43	13.99
2	SW30XLE-440i	3	4	519.57	82.66	0.00	418.88	81.76	100.68	8.55
3	SW30ULE-440i	3	3	418.88	81.41	0.00	380.00	80.87	38.89	4.40
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	63.19
								0.00	3.00	242.07
								0.00	0.00	937.70

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	409.00	409.00	786.37	974.54	1072.87	0.89	3.48	13.68	2.12
Na	11884.00	11884.00	22852.45	28324.95	31189.47	22.08	84.93	332.28	51.74
Mg	1431.00	1431.00	2753.65	3414.97	3763.51	0.61	2.31	9.00	1.41
Ca	450.00	450.00	865.93	1073.89	1183.50	0.19	0.72	2.81	0.44
Sr	15.00	15.00	28.86	35.80	39.45	0.01	0.02	0.09	0.01
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	4.65	4.65	12.27	16.05	17.85	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	157.00	157.00	294.60	362.48	397.95	0.57	1.51	5.35	0.99
NO3	4.00	4.00	7.63	9.39	10.24	0.08	0.30	1.10	0.18
Cl	21366.00	21379.03	41114.12	50962.87	56122.00	36.35	139.80	546.98	85.18
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2979.00	2979.00	5733.15	7110.73	7837.63	0.51	1.90	7.35	1.16
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.04	5.04	9.40	11.36	12.18	0.33	1.24	3.33	0.67
CO2	2.72	2.72	4.88	6.06	6.71	3.25	5.13	6.08	3.76
STD	38728.48	38741.51	74502.75	92350.59	101704.06	63.19	242.07	937.70	147.05
pH	7.60	7.60	7.73	7.89	7.99	5.54	5.73	6.15	5.69

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 12.3 Caso 72

Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	79.68 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	26.66 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>14.0 C</b>	Concentrado	74.95 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39225.77 mg/l	Media	50.80 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	29.93 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	79.33	0.00	504.49	78.03	495.51	14.43
2	SW30XLE-440i	3	4	504.49	82.68	0.00	412.40	81.86	92.09	7.82
3	SW30ULE-440i	3	3	412.40	81.52	0.00	380.00	81.01	32.41	3.67

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	80.71
0.00	5.00	344.59
0.30	0.00	1431.01

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	412.00	412.00	815.55	996.55	1079.76	1.14	4.93	20.80	2.73
Na	11995.00	11995.00	23847.65	29145.69	31587.85	28.22	121.08	508.59	67.12
Mg	1444.00	1444.00	2861.51	3499.74	3797.03	0.78	3.28	13.73	1.83
Ca	454.00	454.00	899.68	1100.34	1193.81	0.24	1.02	4.30	0.57
Sr	15.00	15.00	29.72	36.35	39.44	0.01	0.03	0.14	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	5.58	7.13	14.67	18.62	20.28	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	158.00	158.00	304.89	370.17	400.21	0.65	2.06	8.06	1.21
NO3	4.00	4.00	7.83	9.49	10.16	0.10	0.41	1.61	0.22
Cl	21654.00	21575.03	42876.65	52406.35	56804.15	46.45	199.25	837.05	110.47
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3005.00	3005.00	5955.84	7285.15	7905.47	0.64	2.69	11.22	1.50
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.11	5.11	9.71	11.49	12.09	0.44	1.72	4.46	0.84
CO2	2.49	2.18	4.80	5.94	6.49	3.07	5.05	5.87	3.53
STD	39175.81	39098.40	77669.47	94934.13	102907.25	80.71	344.59	1431.01	190.45
pH	7.60	7.60	7.74	7.89	7.98	5.58	5.82	6.28	5.76

### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 12.4 Caso 73

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	75.15 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	26.87 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>17.0 C</b>	Concentrado	75.65 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39098.59 mg/l	Media	51.26 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	26.90 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	74.80	0.00	508.57	73.56	491.43	14.31
2	SW30XLE-440i	3	4	508.57	82.72	0.00	410.81	81.94	97.76	8.30
3	SW30ULE-440i	3	3	410.81	81.59	0.00	380.00	81.11	30.81	3.49

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	96.27
0.00	9.50	384.95
1.00	0.00	1770.77

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	412.00	412.00	808.79	999.95	1078.93	1.36	5.53	25.84	3.23
Na	11995.00	11995.00	23553.02	29125.82	31436.42	33.65	135.23	630.03	79.30
Mg	1444.00	1444.00	2838.41	3512.99	3796.46	0.93	3.69	17.12	2.17
Ca	454.00	454.00	892.41	1104.51	1193.63	0.29	1.15	5.36	0.68
Sr	15.00	15.00	29.48	36.49	39.44	0.01	0.04	0.18	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	6.31	7.13	16.00	20.52	22.25	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	158.00	158.00	302.45	371.42	399.97	0.73	2.29	10.00	1.40
NO3	4.00	4.00	7.75	9.49	10.10	0.12	0.46	1.95	0.26
Cl	21564.00	21575.03	42371.02	52401.21	56566.08	55.40	222.60	1037.32	130.56
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3005.00	3005.00	5907.93	7313.14	7904.99	0.77	3.02	14.00	1.78
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.11	5.11	9.55	11.36	11.87	0.53	1.91	5.06	0.97
CO2	2.33	2.18	4.57	5.76	6.27	2.90	4.83	5.64	3.36
STD	39086.55	39098.40	76781.81	94960.46	102516.11	96.27	384.95	1770.77	224.97
pH	7.60	7.60	7.72	7.88	7.97	5.62	5.86	6.35	5.82

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 12.5 Caso 74

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	71.77 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	27.19 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>20.0 C</b>	Concentrado	76.66 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39098.40 mg/l	Media	51.92 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	24.43 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	71.43	0.00	512.88	70.25	487.12	14.19
2	SW30XLE-440i	3	4	512.88	82.70	0.00	410.58	81.95	102.29	8.69
3	SW30ULE-440i	3	3	410.58	81.61	0.00	380.00	81.15	30.59	3.46
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	114.87
								0.00	12.80	434.98
								1.00	0.00	2099.37

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	412.00	412.00	801.77	999.96	1077.99	1.63	6.24	30.63	3.82
Na	11995.00	11995.00	23349.62	29128.73	31413.11	40.16	152.88	747.88	93.67
Mg	1444.00	1444.00	2814.44	3514.58	3795.83	1.11	4.17	20.39	2.57
Ca	454.00	454.00	884.88	1105.01	1193.44	0.34	1.30	6.38	0.80
Sr	15.00	15.00	29.24	36.51	39.43	0.01	0.04	0.21	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	7.13	7.13	17.45	22.54	24.40	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	158.00	158.00	299.93	371.50	399.73	0.82	2.58	11.86	1.62
NO3	4.00	4.00	7.67	9.45	10.03	0.14	0.51	2.26	0.31
Cl	21564.00	21575.03	42004.03	52405.99	56525.05	66.12	251.66	1231.51	154.23
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3005.00	3005.00	5858.25	7316.90	7904.49	0.92	3.42	16.69	2.11
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.11	5.11	9.37	11.17	11.63	0.63	2.13	5.52	1.12
CO2	2.18	2.18	4.35	5.56	6.05	2.74	4.61	5.39	3.20
STD	39087.36	39098.40	76120.83	94975.01	102449.94	114.87	434.98	2099.37	265.55
pH	7.60	7.60	7.70	7.87	7.95	5.67	5.90	6.41	5.88

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 12.6 Caso 75

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	70.37 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	27.56 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>23.0 C</b>	Concentrado	77.82 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39168.97 mg/l	Media	52.69 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	22.61 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	70.02	0.00	508.95	68.91	491.05	14.30	136.29
2	SW30XLE-440i	3	4	508.95	82.57	0.00	408.81	81.86	100.14	8.51	526.72
3	SW30ULE-440i	3	3	408.81	81.51	0.00	380.00	81.07	28.81	3.26	2613.64
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)		
								0.00	0.00		136.29
								0.00	14.00		526.72
								1.00	0.00		2613.64

Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Corrientes Paso (mg/l como ión)							
			Concentrado			Permeado				
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	413.00	413.00	809.61	1006.08	1079.47	1.93	7.57	38.14	4.52	
Na	12020.00	12020.00	23571.22	29299.97	31450.64	47.66	185.32	932.63	111.02	
Mg	1445.00	1445.00	2837.90	3531.85	3797.69	1.32	5.05	25.49	3.04	
Ca	454.00	454.00	891.64	1109.67	1193.20	0.41	1.57	7.98	0.95	
Sr	15.00	15.00	29.46	36.66	39.42	0.01	0.05	0.26	0.03	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	8.10	8.10	19.54	25.02	26.94	0.00	0.00	0.01	0.00	
HCO3	159.00	159.00	304.02	375.32	402.02	0.93	3.11	14.83	1.90	
NO3	4.00	4.00	7.70	9.44	9.95	0.16	0.61	2.72	0.36	
Cl	21607.00	21613.41	42390.88	52700.49	56579.53	78.46	305.04	1535.84	182.78	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	3008.00	3008.00	5909.14	7355.67	7911.75	1.09	4.15	20.90	2.50	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boro	5.15	5.15	9.40	11.09	11.47	0.75	2.49	6.09	1.28	
CO2	2.05	2.05	4.25	5.42	5.87	2.62	4.49	5.17	3.06	
STD	39162.56	39168.97	76824.83	95513.56	102556.14	136.29	526.72	2613.64	314.44	
pH	7.60	7.60	7.70	7.86	7.94	5.73	5.97	6.50	5.94	

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 12.7 Caso 76

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.92 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	67.19 bar	Conversión Paso 1	61.99 %	Alimentación	27.87 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>26.0 C</b>	Concentrado	78.80 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39167.01 mg/l	Media	53.33 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	20.70 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.28 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	66.85	0.00	519.72	65.78	480.28	13.99	0.00
2	SW30XLE-440i	3	4	519.72	82.64	0.00	410.64	81.95	109.08	9.27	0.00
3	SW30ULE-440i	3	3	410.64	81.60	0.00	380.08	81.18	30.55	3.46	162.09
											564.64
											2881.68

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	413.00	413.00	792.54	1000.90	1077.98	2.30	8.11	42.05	5.28
Na	12020.00	12020.27	23075.57	29152.34	31413.15	56.72	198.76	1029.12	129.64
Mg	1445.00	1445.00	2778.91	3515.63	3795.98	1.57	5.44	28.23	3.56
Ca	454.00	454.00	873.10	1104.58	1192.66	0.49	1.69	8.83	1.11
Sr	15.00	15.00	28.85	36.49	39.41	0.02	0.06	0.29	0.04
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	9.11	10.62	21.01	27.35	29.57	0.00	0.00	0.01	0.00
HCO3	159.00	159.00	297.87	373.56	401.65	1.07	3.33	16.39	2.20
NO3	4.00	4.00	7.52	9.34	9.85	0.19	0.65	2.94	0.41
Cl	21607.00	21607.00	41491.07	52425.46	56503.69	93.35	327.11	1694.57	213.40
F	2.00	2.00	3.84	4.84	5.22	0.01	0.04	0.22	0.03
SO4	3008.00	3008.00	5786.57	7322.47	7909.26	1.29	4.47	23.17	2.93
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.15	5.15	9.10	10.82	11.18	0.89	2.62	6.27	1.46
CO2	1.93	1.78	3.98	5.20	5.66	2.46	4.23	4.90	2.91
STD	39165.57	39167.35	75208.84	95034.78	102442.31	162.09	564.64	2881.68	366.94
pH	7.60	7.60	7.68	7.85	7.93	5.79	6.00	6.54	6.00

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 12.8 Caso 77

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 40.000 mg/l  
Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.98 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	65.75 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	28.30 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>30.0 C</b>	Concentrado	80.12 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39167.35 mg/l	Media	54.21 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	19.01 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	65.41	0.00	519.43	64.42	480.57	14.00
2	SW30XLE-440i	3	4	519.43	82.42	0.00	410.27	81.77	109.15	9.27
3	SW30ULE-440i	3	3	410.27	81.43	0.00	380.02	81.03	30.25	3.43

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	201.37
0.00	18.35	694.96
0.00	0.00	3554.44

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	413.00	413.00	792.46	1000.64	1076.18	2.86	10.00	51.81	6.51
Na	12020.00	12020.27	23076.22	29150.57	31370.02	70.53	245.06	1271.33	159.85
Mg	1445.00	1445.00	2780.12	3518.00	3795.27	1.95	6.71	35.10	4.40
Ca	454.00	454.00	873.48	1105.32	1192.44	0.60	2.09	10.99	1.37
Sr	15.00	15.00	28.86	36.52	39.40	0.02	0.07	0.36	0.05
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	10.62	10.62	23.94	31.04	33.50	0.00	0.00	0.01	0.00
HCO3	159.00	159.00	297.95	373.68	401.27	1.29	4.09	20.26	2.69
NO3	4.00	4.00	7.48	9.26	9.72	0.24	0.79	3.47	0.50
Cl	21607.00	21607.00	41490.48	52421.94	56428.52	116.08	403.34	2093.93	263.16
F	2.00	2.00	3.84	4.84	5.21	0.02	0.05	0.27	0.03
SO4	3008.00	3008.00	5789.53	7328.39	7909.50	1.61	5.52	28.87	3.63
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.15	5.15	8.92	10.49	10.80	1.08	3.01	6.65	1.69
CO2	1.78	1.78	3.76	4.94	5.37	2.29	3.98	4.54	2.71
STD	39167.08	39167.35	75215.35	95040.15	102322.72	201.37	694.96	3554.44	451.88
pH	7.60	7.60	7.67	7.84	7.92	5.88	6.09	6.63	6.09

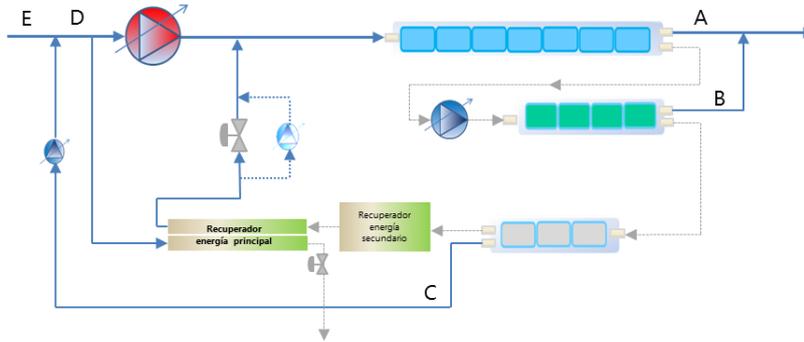
**Advertencias de Diseño**  
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 12.9 Resultados

CONVERSION DEL SISTEMA PARA SDT<sub>entrada</sub> 40 g/l



Temp (°C)	Caudales permeado parciales (m <sup>3</sup> /d)			Caudal de permeado total (m <sup>3</sup> /d) (A+B)
	Etapa 1 (A)	Etapa 2 (B)	Etapa 3 (C)	
10	480	101	39	581
14	496	92	32	588
17	491	98	31	589
20	487	102	31	589
23	491	100	29	591
26	480	109	31	589
30	481	109	30	590

Temp (°C)	Caudal recirculado a cabeza (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de entrada a membranas (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de agua bruta (m <sup>3</sup> /d)	CONVERSION DEL SISTEMA (%)
	(C)	(D)	(E)	(A+B)/(E)
10	39	1.000	961	60,5%
14	32	1.000	968	60,7%
17	31	1.000	969	60,8%
20	31	1.000	969	60,8%
23	29	1.000	971	60,9%
26	31	1.000	970	60,8%
30	30	1.000	970	60,8%

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 40 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	64	101	243	581	95
14	496	81	92	345	588	122
17	491	97	98	385	589	145
20	487	115	102	435	589	171
23	491	137	100	527	591	203
26	480	163	109	565	589	237
30	481	202	109	695	590	293

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	37	101	140	581	55
14	496	47	92	200	588	71
17	491	56	98	223	589	84
20	487	67	102	252	589	99
23	491	79	100	306	591	117
26	480	94	109	328	589	137
30	481	117	109	404	590	170

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	23	101	85	581	34
14	496	29	92	122	588	44
17	491	34	98	136	589	51
20	487	41	102	153	589	60
23	491	48	100	186	591	71
26	480	57	109	199	589	83
30	481	71	109	246	590	103

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,33	101	1,24	581	0,49
14	496	0,44	92	1,72	588	0,64
17	491	0,53	98	1,91	589	0,76
20	487	0,63	102	2,13	589	0,89
23	491	0,75	100	2,49	591	1,04
26	480	0,89	109	2,62	589	1,21
30	481	1,08	109	3,01	590	1,44

PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 40 g/l

## Membranas en operación (Factor de ensuciamiento 0,8)

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	81,8	3	82,7	80,9	0,0
14	79,7	5	82,7	81,0	0,0
17	75,2	9,5	82,7	81,1	3,4
20	71,8	12,8	82,7	81,1	6,8
23	70,4	14	82,6	81,1	8,2
26	67,2	17,2	82,6	81,2	11,5
30	65,8	18,4	82,4	81,0	12,7

### 13 CALCULOS DE BORO A TEMPERATURAS ALTAS

A raíz de los resultados obtenidos, si se analiza la concentración de Boro en el permeado, se observa que siempre está muy por debajo del valor máximo recomendado por la OMS. En el peor de los casos la concentración de salida es un 60% inferior al valor máximo recomendado en la actualidad por este organismo. En cambio, si lo comparamos con la normativa actual en España y Europa, esta concentración de salida es superior al máximo permitido cuando se trabaja a temperaturas altas.

En estos casos concretos, es posible cumplir con la normativa si se realiza una adición de sosa a la entrada al proceso de ósmosis inversa, de manera que el pH del agua se encuentre entre 8 y 8,7. Cuando la temperatura del agua alcanza los 23°C, se adiciona sosa hasta obtener un pH de 8,2; para temperaturas de 26°C el pH se eleva hasta 8,4 y si la temperatura es de 30°C el pH de trabajo sería 8,66.

Se han realizado los cálculos para todos los casos en estudio, aumentando el pH cuando la temperatura del agua está entre 23 y 30°C. A continuación se incluyen los cálculos para la salinidad de agua de mar más desfavorable, es decir, 40.000 mg/l, y posteriormente se muestra una tabla resumen con el valor del boro de salida en todos los casos.

Este ligero aumento de pH tiene consecuencias en el rechazo del boro y no le afecta al resto de sales que siguen teniendo un rechazo similar al obtenido con pH más bajos

### 13.1 Caso 75 con adición de sosa

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 40.000 mg/l  
 Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

**Detalles del Sistema**

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	70.40 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	27.57 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>23.0 C</b>	Concentrado	77.85 bar
Dosificación Química	13.12	STD Alimentación	39180.83 mg/l	Media	52.71 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	22.62 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	70.05	0.00	508.88	68.95	491.12	14.30
2	SW30XLE-440i	3	4	508.88	82.60	0.00	408.80	81.89	100.08	8.50
3	SW30ULE-440i	3	3	408.80	81.55	0.00	380.00	81.10	28.80	3.26

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	135.94
0.00	14.00	526.01
1.00	0.00	2612.32

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
Na	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	413.00	413.00	809.71	1006.07	1079.42	1.95	7.62	38.36	4.55
Na	12020.00	12029.98	23594.07	29324.87	31476.74	47.70	185.60	933.66	111.12
Mg	1445.00	1445.00	2838.30	3531.93	3797.70	1.32	5.05	25.46	3.04
Ca	454.00	454.00	891.76	1109.70	1193.20	0.41	1.57	7.97	0.95
Sr	15.00	15.00	29.46	36.66	39.42	0.01	0.05	0.26	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	8.10	28.48	57.90	70.64	75.03	0.00	0.00	0.04	0.00
HCO3	159.00	140.48	272.17	338.97	364.40	0.90	3.10	14.46	1.90
NO3	4.00	4.00	7.70	9.44	9.95	0.16	0.61	2.72	0.36
Cl	21607.00	21613.41	42396.72	52701.39	56579.28	78.53	305.50	1537.48	182.94
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3008.00	3008.00	5909.97	7355.82	7911.76	1.09	4.15	20.91	2.50
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.15	5.16	9.49	11.27	11.72	0.68	2.23	5.42	1.15
CO2	2.05	0.46	1.15	1.57	1.73	0.52	0.99	0.76	0.60
STD	39162.56	39180.83	76861.94	95549.79	102593.70	135.94	526.01	2612.32	313.95
pH	7.60	8.20	8.22	8.36	8.43	6.41	6.62	7.31	6.65

**Advertencias de Diseño**  
 -Ninguno-

**Detalles Etapa**

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52

Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92

Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

### 13.2 Caso 76 con adición de sosa

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

**Detalles del Sistema**

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.91 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	67.24 bar	Conversión Paso 1	61.99 %	Alimentación	27.89 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>26.0 C</b>	Concentrado	78.85 bar
Dosificación Química	22.26	STD Alimentación	39185.69 mg/l	Media	53.37 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	20.71 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.28 lmh		

Etapas	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	66.90	0.00	519.59	65.83	480.41	13.99
2	SW30XLE-440i	3	4	519.59	82.69	0.00	410.63	82.00	108.96	9.26
3	SW30ULE-440i	3	3	410.63	81.65	0.00	380.09	81.23	30.53	3.46

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	161.43
0.00	17.20	563.29
0.40	0.00	2879.11

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	413.00	413.00	792.70	1000.88	1077.87	2.33	8.21	42.46	5.34
Na	12020.00	12036.92	23113.67	29194.27	31456.71	56.80	199.26	1031.24	129.83
Mg	1445.00	1445.00	2779.59	3515.75	3795.92	1.56	5.42	28.16	3.55
Ca	454.00	454.00	873.32	1104.62	1192.65	0.48	1.69	8.81	1.11
Sr	15.00	15.00	28.85	36.50	39.40	0.02	0.06	0.29	0.04
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	9.11	45.08	88.82	110.16	117.57	0.00	0.00	0.15	0.00
HCO3	159.00	124.75	236.66	300.67	325.06	1.04	3.21	14.31	2.12
NO3	4.00	4.00	7.52	9.34	9.85	0.19	0.65	2.94	0.41
Cl	21607.00	21608.44	41501.02	52426.75	56501.97	93.49	327.97	1698.14	213.75
F	2.00	2.00	3.84	4.84	5.22	0.01	0.04	0.22	0.03
SO4	3008.00	3008.00	5787.98	7322.70	7909.10	1.29	4.47	23.19	2.93
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.15	5.17	9.27	11.16	11.65	0.73	2.15	5.11	1.20
CO2	1.93	0.24	0.59	0.84	0.93	0.15	0.28	0.20	0.15
STD	39165.57	39185.69	75266.86	95090.08	102497.68	161.43	563.29	2879.11	365.96
pH	7.60	8.40	8.40	8.55	8.63	7.00	7.17	7.86	7.29

**Advertencias de Diseño**  
-Ninguno-

**Detalles Etapas**

Etapas	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapas 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapas 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapas 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

### 13.3 Caso 77 con adición de sosa

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 40.000 mg/l

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

**Detalles del Sistema**

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.98 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	28.32 bar
Presión de Alimentación	65.84 bar	Temperatura de Alimentación	<b>30.0 C</b>	Concentrado	80.21 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	39197.76 mg/l	Media	54.26 bar
Dosificación Química	38.78	Número de Elementos	56	NDP media	19.04 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh		
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	65.50	0.00	519.21	64.50	480.79	14.00
2	SW30XLE-440i	3	4	519.21	82.51	0.00	410.25	81.86	108.96	9.26
3	SW30ULE-440i	3	3	410.25	81.52	0.00	380.02	81.11	30.23	3.42
										STD Permeado (mg/l)
										199.74
										691.75
										3549.08

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	413.00	413.00	792.73	1000.58	1075.98	2.93	10.20	52.63	6.63
Na	12020.00	12049.34	23141.80	29222.85	31445.84	70.70	246.13	1275.48	160.27
Mg	1445.00	1445.00	2781.30	3518.24	3795.31	1.94	6.69	34.94	4.38
Ca	454.00	454.00	873.86	1105.40	1192.45	0.60	2.08	10.94	1.36
Sr	15.00	15.00	28.87	36.52	39.40	0.02	0.07	0.36	0.05
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	10.62	74.16	145.24	180.87	193.45	0.01	0.03	0.50	0.02
HCO3	159.00	96.71	182.84	233.53	252.77	0.97	3.04	13.96	1.98
NO3	4.00	4.00	7.48	9.26	9.72	0.24	0.79	3.48	0.50
Cl	21607.00	21607.00	41507.71	52424.46	56427.26	116.40	405.22	2101.25	263.93
F	2.00	2.00	3.84	4.84	5.21	0.02	0.05	0.27	0.03
SO4	3008.00	3008.00	5791.98	7328.85	7909.50	1.61	5.53	28.90	3.63
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.15	5.18	9.29	11.20	11.73	0.75	2.08	4.62	1.17
CO2	1.78	0.09	0.23	0.33	0.37	0.01	0.03	0.06	0.02
STD	39167.08	39197.76	75310.54	95129.11	102413.54	199.74	691.75	3549.08	449.51
pH	7.60	8.66	8.66	8.81	8.88	8.07	8.02	8.31	8.14

**Advertencias de Diseño**

-Ninguno-

**Detalles Etapa**

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

### 13.4 Resultados para SDT de entrada de agua de mar 40.000 mg/l

#### RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 40 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	480	64	101	243	581	95
14	496	81	92	345	588	122
17	491	97	98	385	589	145
20	487	115	102	435	589	171
23	491	137	100	527	591	203
26	480	163	109	565	589	237
30	481	202	109	695	590	293

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	480	37	101	140	581	55
14	496	47	92	200	588	71
17	491	56	98	223	589	84
20	487	67	102	252	589	99
23	491	79	100	306	591	117
26	480	94	109	328	589	137
30	481	117	109	404	590	170

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	480	23	101	85	581	34
14	496	29	92	122	588	44
17	491	34	98	136	589	51
20	487	41	102	153	589	60
23	491	48	100	186	591	71
26	480	57	109	199	589	83
30	481	71	109	246	590	103

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,33	101	1,24	581	0,49
14	496	0,44	92	1,72	588	0,64
17	491	0,53	98	1,91	589	0,76
20	487	0,63	102	2,13	589	0,89
23	491	0,68	100	2,23	591	0,94
26	480	0,73	109	2,15	589	0,99
30	481	0,75	109	2,08	590	1,00

### 13.5 Resultados para el resto de salinidades

Los resultados de concentraciones de boro en el permeado para salinidades de entrada de agua de mar entre 30.000 y 39.000 mg/l son los siguientes:

Para SDT = 30.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	477	0,28	112	0,97	589	0,41
14	480	0,36	109	1,25	590	0,53
17	480	0,44	109	1,46	590	0,63
20	481	0,52	109	1,69	590	0,74
23	481	0,57	109	1,8	590	0,80
26	480	0,62	109	1,9	590	0,86
30	481	0,65	109	1,93	590	0,89

Para SDT = 31.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	479,6	0,29	110	1,01	590	0,42
14	481	0,37	109	1,28	590	0,54
17	480	0,45	109	1,49	589	0,64
20	481	0,54	109	1,73	590	0,76
23	480	0,58	109	1,83	590	0,81
26	481	0,63	109	1,94	590	0,87
30	481	0,66	110	1,95	590	0,90

Para SDT = 32.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,29	110	1,04	590	0,43
14	481	0,38	109	1,31	590	0,55
17	481	0,46	109	1,53	590	0,66
20	481	0,55	109	1,77	590	0,78
23	480	0,59	109	1,87	590	0,83
26	481	0,64	109	1,97	590	0,89
30	480	0,67	110	1,96	590	0,91

Para SDT = 33.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,3	109	1,06	589	0,44
14	481	0,39	109	1,34	589	0,57
17	481	0,47	109	1,56	590	0,67
20	480	0,56	109	1,81	589	0,79
23	481	0,61	109	1,91	590	0,85
26	481	0,66	109	2	590	0,91
30	481	0,68	109	1,99	590	0,92

Para SDT = 34.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,30	109	1,08	590	0,44
14	480	0,40	108	1,36	589	0,58
17	480	0,48	109	1,59	589	0,69
20	481	0,57	109	1,85	590	0,81
23	481	0,62	109	1,94	589	0,86
26	480	0,67	110	2,03	590	0,92
30	481	0,69	110	2,02	590	0,94

Para SDT = 35.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,31	110	1,10	590	0,46
14	480	0,41	110	1,39	590	0,59
17	481	0,49	109	1,63	590	0,70
20	481	0,59	109	1,88	590	0,83
23	481	0,63	109	1,97	590	0,88
26	480	0,68	109	2,06	589	0,94
30	481	0,71	110	2,03	590	0,96

Para SDT = 36.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado ( <b>Boro</b> )				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,32	109	1,13	590	0,47
14	480	0,41	109	1,41	590	0,60
17	480	0,50	109	1,65	589	0,71
20	480	0,60	110	1,91	590	0,84
23	480	0,64	109	2,01	589	0,89
26	481	0,70	109	2,09	590	0,96
30	480	0,72	109	2,06	590	0,97

Para SDT = 37.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado ( <b>Boro</b> )				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,32	109	1,15	589	0,47
14	480	0,42	109	1,44	590	0,61
17	481	0,51	109	1,69	590	0,73
20	480	0,61	109	1,96	590	0,86
23	480	0,66	109	2,03	590	0,91
26	480	0,71	110	2,11	590	0,97
30	481	0,73	110	2,07	590	0,98

Para SDT = 38.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado ( <b>Boro</b> )				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	480	0,33	109	1,17	589	0,49
14	480	0,43	110	1,47	590	0,62
17	480	0,52	109	1,72	589	0,74
20	481	0,62	109	1,99	589	0,87
23	480	0,67	109	2,07	589	0,93
26	481	0,72	108	2,16	589	0,98
30	481	0,74	109	2,09	590	0,99

Para SDT = 39.000 mg/l:

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	476	0,34	107	1,19	583	0,50
14	482	0,43	108	1,50	590	0,63
17	480	0,53	109	1,73	590	0,75
20	481	0,63	109	2,00	590	0,88
23	480	0,68	109	2,07	590	0,94
26	480	0,73	109	2,14	590	0,99
30	480	0,75	110	2,08	590	1,00

## 14 CALCULOS MODIFICANDO LAS HIPOTESIS DE PARTIDA

En el último apartado del capítulo 4 “Hipótesis y diseño del proceso” se incluye una hipótesis adicional en la cual se modifican los parámetros de funcionamiento del recuperador de energía principal, de manera que se aumenta el porcentaje de mezcla (*mixing*) hasta el 2,8%, las pérdidas de salmuera o caudal de lubricación (*leakage*) hasta el 5% y el barrido (*overflush*) hasta el 2%.

A la vista de los resultados anteriores, la situación más restrictiva ocurre con una salinidad de agua de mar de 40.000 mg/l, con lo que se han realizado los cálculos con esta nueva hipótesis solo para esta salinidad. Para el resto de salinidades, el comportamiento será más holgado.

### 14.1 Balance másico – Entrada a membranas (SDT<sub>entrada</sub> = 40 g/l)

El balance másico se ha realizado en tres intervalos, 10°C, entre 10 y 20°C y entre 20 y 30°C. En cada uno de los intervalos, se ha tomado el caso más desfavorable, es decir, 20°C en el segundo intervalo y 30°C en el tercer intervalo.

Las diferencias con respecto a la hipótesis principal se observan en los datos de salida del recuperador de energía principal. La diferencia entre el caudal actual de 360 m<sup>3</sup>/d y el anterior 380 m<sup>3</sup>/d proviene de las pérdidas de salmuera o

caudal de lubricación. La salinidad de este caudal es también superior respecto al anterior debido a aumento del porcentaje de mezcla.

El barrido no tiene efecto en este balance másico sino que tiene influencia en la conversión total del proceso, es decir, el caudal de agua de entrada de mar será ligeramente superior debido a que un porcentaje se dedica a realizar dicho barrido. Este caudal se tiene en cuenta a la hora de calcular la conversión total del proceso.

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	40.000	mg/l
Temperatura:	10	°c
Caudal de agua de mar:	962	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	2,80%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	962			38			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	422	0,7820	540	14	0,7820	18	406	0,7820	520
<b>Na</b>	12278	0,4598	26.703	335	0,4598	729	11821	0,4598	25.708
<b>Mg</b>	1480	0,2431	6.089	9	0,2431	37	1424	0,2431	5.857
<b>Ca</b>	465	0,4008	1.160	3	0,4008	8	447	0,4008	1.116
<b>Sr</b>	15,51	0,8762	17,70	0,09	0,8762	0,10	14,92	0,8762	17,03
<b>Total cationes</b>	<b>14.661</b>		<b>34.510</b>	<b>361</b>		<b>791</b>	<b>14.113</b>		<b>33.218</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	162	1,2203	133	6	1,2203	5	156	1,2203	128
<b>CO<sub>3</sub></b>	12,00	0,6001	20,00	0,00	0,6001	0,00	12	0,6001	19,23
<b>NO<sub>3</sub></b>	4,00	1,2401	3,23	0,00	1,2401	0,00	3,85	1,2401	3,10
<b>Cl</b>	22.076	0,7091	31.132	552	0,7091	778	21252	0,7091	29.970
<b>SO<sub>4</sub></b>	3.081	0,9606	3.207	8	0,9606	8	2963	0,9606	3.085
<b>Total aniones</b>	<b>25.335</b>		<b>34.496</b>	<b>566</b>		<b>792</b>	<b>24.386</b>		<b>33.205</b>
<b>B</b>	5,10		-	3,34			5,03		
<b>SDT</b>	<b>40.001</b>			<b>931</b>			<b>38.504</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	360			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	418	0,7820	534	410	0,7820	525
<b>Na</b>	12152	0,4598	26.428	11940	0,4598	25.967
<b>Mg</b>	1464	0,2431	6.021	1438	0,2431	5.917
<b>Ca</b>	460	0,4008	1.147	452	0,4008	1.127
<b>Sr</b>	15	0,8762	17,50	15	0,8762	17,20
<b>total cationes</b>	<b>14.508</b>		<b>34.148</b>	<b>14.255</b>		<b>33.553</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	160	1,2203	131	158	1,2203	129
<b>CO<sub>3</sub></b>	12	0,6001	19,77	12	0,6001	19,42
<b>NO<sub>3</sub></b>	4	1,2401	3,19	4	1,2401	3,13
<b>Cl</b>	21847	0,7091	30.809	21466	0,7091	30.272
<b>SO<sub>4</sub></b>	3046	0,9606	3.171	2993	0,9606	3.116
<b>total aniones</b>	<b>25.069</b>		<b>34.135</b>	<b>24.632</b>		<b>33.540</b>
<b>B</b>	5,03		-	5,03		-
<b>SDT</b>	<b>39.582</b>			<b>38.892</b>		

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	<b>40.000</b>	<b>mg/l</b>
Temperatura:	<b>20</b>	<b>°c</b>
Caudal de agua de mar:	970	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	2,80%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	970			30			1000		
	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	422	0,7820	540	33	0,7820	42	410	0,7820	525
<b>Na</b>	12278	0,4598	26.703	800	0,4598	1.740	11934	0,4598	25.954
<b>Mg</b>	1480	0,2431	6.089	22	0,2431	91	1436	0,2431	5.909
<b>Ca</b>	465	0,4008	1.160	7	0,4008	17	451	0,4008	1.126
<b>Sr</b>	15,51	0,8762	17,70	0,21	0,8762	0,24	15,05	0,8762	17,18
<b>Total cationes</b>	<b>14.661</b>		<b>34.510</b>	<b>862</b>		<b>1.890</b>	<b>14.247</b>		<b>33.531</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	162	1,2203	133	13	1,2203	11	158	1,2203	129
<b>CO<sub>3</sub></b>	12,00	0,6001	20,00	0,00	0,6001	0,00	12	0,6001	19,40
<b>NO<sub>3</sub></b>	4,00	1,2401	3,23	0,00	1,2401	0,00	3,88	1,2401	3,13
<b>Cl</b>	22.076	0,7091	31.132	1.318	0,7091	1.859	21453	0,7091	30.254
<b>SO<sub>4</sub></b>	3.081	0,9606	3.207	18	0,9606	19	2989	0,9606	3.112
<b>Total aniones</b>	<b>25.335</b>		<b>34.496</b>	<b>1.349</b>		<b>1.888</b>	<b>24.615</b>		<b>33.518</b>
<b>B</b>	5,10		-	5,43			5,11		
<b>SDT</b>	<b>40.001</b>			<b>2.217</b>			<b>38.867</b>		

Caudal (m<sup>3</sup>/d)

<b>K</b>
<b>Na</b>
<b>Mg</b>
<b>Ca</b>
<b>Sr</b>
<b>Total cationes</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>
<b>CO<sub>3</sub></b>
<b>NO<sub>3</sub></b>
<b>Cl</b>
<b>SO<sub>4</sub></b>
<b>Total aniones</b>
<b>B</b>
<b>SDT</b>

Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
360			1000		
mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
422	0,7820	539	414	0,7820	530
12268	0,4598	26.681	12054	0,4598	26.216
1476	0,2431	6.075	1451	0,2431	5.969
464	0,4008	1.157	456	0,4008	1.137
15	0,8762	17,66	15	0,8762	17,35
<b>14.645</b>		<b>34.470</b>	<b>14.390</b>		<b>33.869</b>
162	1,2203	133	159	1,2203	130
12	0,6001	19,94	12	0,6001	19,59
4	1,2401	3,22	4	1,2401	3,16
22054	0,7091	31.101	21670	0,7091	30.559
3073	0,9606	3.199	3019	0,9606	3.143
<b>25.305</b>		<b>34.456</b>	<b>24.864</b>		<b>33.855</b>
5,11			5,11		
<b>39.955</b>			<b>39.259</b>		

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	<b>40.000</b>	mg/l
Temperatura:	<b>30</b>	°C
Caudal de agua de mar:	970	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	<b>2,80%</b>	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
	970			30			1000		
<b>K</b>	422	0,7820	540	53	0,7820	68	411	0,7820	526
<b>Na</b>	12278	0,4598	26.703	1.309	0,4598	2.847	11949	0,4598	25.987
<b>Mg</b>	1480	0,2431	6.089	36	0,2431	149	1437	0,2431	5.911
<b>Ca</b>	465	0,4008	1.160	11	0,4008	28	451	0,4008	1.126
<b>Sr</b>	15,51	0,8762	17,70	0,37	0,8762	0,42	15,06	0,8762	17,18
<b>Total cationes</b>	<b>14.661</b>		<b>34.510</b>	<b>1.410</b>		<b>3.093</b>	<b>14.263</b>		<b>33.567</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	162	1,2203	133	21	1,2203	17	158	1,2203	129
<b>CO<sub>3</sub></b>	12,00	0,6001	20,00	0,01	0,6001	0,02	12	0,6001	19,40
<b>NO<sub>3</sub></b>	4,00	1,2401	3,23	0,00	1,2401	0,00	3,88	1,2401	3,13
<b>Cl</b>	22.076	0,7091	31.132	2.157	0,7091	3.042	21478	0,7091	30.290
<b>SO<sub>4</sub></b>	3.081	0,9606	3.207	30	0,9606	31	2989	0,9606	3.112
<b>Total aniones</b>	<b>25.335</b>		<b>34.496</b>	<b>2.208</b>		<b>3.090</b>	<b>24.641</b>		<b>33.554</b>
<b>B</b>	5,10		-	6,71			5,15		
<b>SDT</b>	<b>40.001</b>			<b>3.625</b>			<b>38.909</b>		

Caudal (m<sup>3</sup>/d)

<b>K</b>
<b>Na</b>
<b>Mg</b>
<b>Ca</b>
<b>Sr</b>
<b>Total cationes</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>
<b>CO<sub>3</sub></b>
<b>NO<sub>3</sub></b>
<b>Cl</b>
<b>SO<sub>4</sub></b>
<b>Total aniones</b>
<b>B</b>
<b>SDT</b>

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/l	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
	360			1000		
<b>K</b>	422	0,7820	540	415	0,7820	531
<b>Na</b>	12284	0,4598	26.715	12069	0,4598	26.249
<b>Mg</b>	1477	0,2431	6.077	1451	0,2431	5.971
<b>Ca</b>	464	0,4008	1.158	456	0,4008	1.138
<b>Sr</b>	15	0,8762	17,66	15	0,8762	17,36
<b>Total cationes</b>	<b>14.662</b>		<b>34.507</b>	<b>14.407</b>		<b>33.906</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	162	1,2203	133	159	1,2203	131
<b>CO<sub>3</sub></b>	12	0,6001	19,94	12	0,6001	19,59
<b>NO<sub>3</sub></b>	4	1,2401	3,22	4	1,2401	3,16
<b>Cl</b>	22080	0,7091	31.138	21695	0,7091	30.595
<b>SO<sub>4</sub></b>	3073	0,9606	3.199	3020	0,9606	3.143
<b>Total aniones</b>	<b>25.331</b>		<b>34.493</b>	<b>24.890</b>		<b>33.892</b>
<b>B</b>	5,15		-	5,15		-
<b>SDT</b>	<b>39.999</b>			<b>39.301</b>		

## 14.2 Caso 71 con hipótesis 2

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l - Hipótesis 2

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	83.08 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	26.00 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>10.0 C</b>	Concentrado	72.86 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	38892.24 mg/l	Media	49.43 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	33.93 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	82.73	0.00	514.68	81.31	485.32	14.13
2	SW30XLE-440i	3	4	514.68	82.73	0.00	417.55	81.84	97.14	8.25
3	SW30ULE-440i	3	3	417.55	81.50	0.00	380.00	80.95	37.55	4.25
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	63.20
								0.00	1.77	252.77
								0.00	0.00	974.25

Corrientes Paso (mg/l como ión)										
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado				
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	410.00	410.00	795.77	980.04	1075.49	0.89	3.63	14.20	2.13	
Na	11931.00	11931.00	23160.49	28527.78	31312.64	22.09	88.72	345.37	52.10	
Mg	1437.00	1437.00	2791.44	3440.26	3779.29	0.61	2.42	9.35	1.42	
Ca	451.00	451.00	876.09	1079.73	1186.13	0.19	0.75	2.92	0.44	
Sr	15.00	15.00	29.14	35.91	39.45	0.01	0.02	0.10	0.01	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	4.66	4.66	12.44	16.12	17.85	0.00	0.00	0.00	0.00	
HCO3	157.00	157.00	297.30	363.62	397.97	0.57	1.57	5.53	0.99	
NO3	4.00	4.00	7.70	9.42	10.24	0.08	0.31	1.14	0.18	
Cl	21462.81	21462.81	41666.84	51326.01	56341.63	36.37	146.04	568.52	85.78	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	2991.00	2991.00	5810.88	7162.23	7869.22	0.51	1.98	7.64	1.17	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boro	5.03	5.03	9.47	11.37	12.16	0.33	1.28	3.41	0.67	
CO2	2.72	2.72	4.92	6.08	6.72	3.26	5.17	6.10	3.75	
STD	38892.24	38892.24	75502.21	93006.10	102099.36	63.20	252.77	974.25	148.04	
pH	7.60	7.60	7.74	7.89	8.00	5.53	5.74	6.16	5.69	

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

### 14.3 Caso 72 con hipótesis 2

**Información del Proyecto:Salinidad agua mar: 40.000 mg/l - Hipótesis 2**

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

**Detalles del Sistema**

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	26.69 bar
Presión de Alimentación	80.18 bar	Temperatura de Alimentación	<b>14.0 C</b>	Concentrado	75.06 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	39289.59 mg/l	Media	50.88 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	30.05 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		
Clasificación del Agua:Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	79.83	0.00	502.33	78.53	497.67	14.49
2	SW30XLE-440i	3	4	502.33	82.69	0.00	411.88	81.87	90.45	7.68
3	SW30ULE-440i	3	3	411.88	81.53	0.00	380.00	81.02	31.88	3.61

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	80.70
0.00	4.50	351.72
0.30	0.00	1455.62

Corrientes Paso (mg/l como ión)										
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado				
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	414.00	414.00	823.04	1002.66	1085.00	1.14	5.06	21.24	2.74	
Na	12054.00	12054.00	23968.47	29204.65	31611.46	28.20	123.56	517.24	67.26	
Mg	1451.00	1451.00	2887.79	3521.19	3815.44	0.78	3.36	14.02	1.84	
Ca	456.00	456.00	907.54	1106.60	1199.07	0.24	1.05	4.39	0.57	
Sr	15.00	15.00	29.85	36.40	39.44	0.01	0.03	0.14	0.02	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	5.63	5.63	14.86	18.78	20.43	0.00	0.00	0.00	0.00	
HCO3	159.00	159.00	308.10	372.98	402.76	0.65	2.11	8.24	1.22	
NO3	4.00	4.00	7.87	9.50	10.16	0.10	0.42	1.63	0.22	
Cl	21682.73	21682.73	43118.73	52542.64	56879.43	46.44	203.39	851.51	110.73	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	3019.00	3019.00	6009.41	7328.43	7942.31	0.65	2.75	11.46	1.51	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boro	5.11	5.11	9.75	11.51	12.09	0.43	1.75	4.50	0.84	
CO2	2.50	2.50	4.85	5.98	6.53	3.09	5.09	5.91	3.55	
STD	39289.59	39289.59	78131.38	95209.58	103074.60	80.70	351.72	1455.62	190.90	
pH	7.60	7.60	7.74	7.90	7.99	5.58	5.83	6.29	5.76	

**Advertencias de Diseño**

-Ninguno-

**Detalles Etapa**

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 14.4 Caso 73 con hipótesis 2

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l - Hipótesis 2

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Etapa		Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	27.01 bar
Presión de Alimentación	76.82 bar	Temperatura de Alimentación	<b>17.0 C</b>	Concentrado	76.08 bar
Factor de flujo	0.80	STD Alimentación	39290.94 mg/l	Media	51.54 bar
Dosificación Química	Ninguno	Número de Elementos	56	NDP media	27.17 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5					

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	76.48	0.00	501.05	75.25	498.95	14.53
2	SW30XLE-440i	3	4	501.05	82.41	0.00	410.30	81.64	90.75	7.71
3	SW30ULE-440i	3	3	410.30	81.29	0.00	380.00	80.81	30.30	3.43
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	96.33
								0.00	7.50	417.51
								0.30	0.00	1808.64

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	414.00	414.00	824.90	1006.03	1084.15	1.36	6.00	26.39	3.26
Na	12054.00	12054.60	24025.00	29306.46	31592.01	33.67	146.77	643.65	80.04
Mg	1451.00	1451.00	2894.97	3534.40	3814.84	0.93	3.99	17.49	2.19
Ca	456.00	456.00	909.80	1110.75	1198.89	0.29	1.24	5.47	0.68
Sr	15.00	15.00	29.93	36.54	39.44	0.01	0.04	0.18	0.02
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	6.37	6.37	16.42	20.69	22.40	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	159.00	159.00	308.78	374.25	402.53	0.73	2.48	10.23	1.41
NO3	4.00	4.00	7.87	9.50	10.10	0.12	0.49	1.98	0.26
Cl	21682.73	21682.73	43219.11	52725.01	56844.76	55.44	241.59	1059.74	131.77
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3019.00	3019.00	6024.54	7356.34	7941.79	0.77	3.27	14.30	1.80
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.11	5.11	9.68	11.37	11.87	0.53	2.03	5.11	0.97
CO2	2.34	2.34	4.68	5.80	6.31	2.93	4.92	5.68	3.38
STD	39290.34	39290.94	78316.66	95544.97	103018.74	96.33	417.51	1808.64	226.99
pH	7.60	7.60	7.73	7.89	7.97	5.62	5.88	6.36	5.82

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 14.5 Caso 74 con hipótesis 2

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l - Hipótesis 2

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	619.96 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	73.78 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	27.33 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>20.0 C</b>	Concentrado	77.08 bar
Dosificación Química	Ninguno	STD Alimentación	39289.22 mg/l	Media	52.20 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	24.85 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.28 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	73.43	0.00	502.49	72.27	497.51	14.49
2	SW30XLE-440i	3	4	502.49	82.73	0.00	408.51	81.99	93.98	7.98
3	SW30ULE-440i	3	3	408.51	81.64	0.00	380.04	81.18	28.47	3.22
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	114.77
								0.00	10.80	478.40
								1.00	0.00	2261.61

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	414.00	414.00	822.30	1009.89	1083.07	1.62	6.88	33.01	3.86
Na	12054.00	12054.00	23948.98	29420.00	31563.41	40.13	168.27	806.16	94.73
Mg	1451.00	1451.00	2886.54	3549.56	3813.81	1.11	4.59	21.98	2.60
Ca	456.00	456.00	907.15	1115.52	1198.56	0.34	1.43	6.88	0.81
Sr	15.00	15.00	29.84	36.69	39.43	0.01	0.05	0.23	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	7.20	7.20	18.03	22.82	24.56	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	159.00	159.00	307.86	375.72	402.26	0.82	2.82	12.78	1.64
NO3	4.00	4.00	7.82	9.49	10.02	0.14	0.56	2.41	0.31
Cl	21680.78	21680.78	43081.59	52929.26	56794.67	66.07	277.00	1327.49	155.97
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3019.00	3019.00	6007.21	7388.38	7940.48	0.92	3.76	17.99	2.13
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.11	5.11	9.55	11.23	11.64	0.63	2.28	5.71	1.11
CO2	2.19	2.19	4.48	5.63	6.09	2.77	4.72	5.43	3.22
STD	39289.21	39289.22	78071.93	95921.49	102936.77	114.77	478.40	2261.61	268.44
pH	7.60	7.60	7.72	7.88	7.96	5.67	5.93	6.44	5.88

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 14.6 Caso 75 con hipótesis 2

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l - Hipótesis 2

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	71.97 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	27.68 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>23.0 C</b>	Concentrado	78.22 bar
Dosificación Química	13.15	STD Alimentación	39341.39 mg/l	Media	52.95 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	22.95 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 l/mh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (l/mh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	71.63	0.00	500.57	70.53	499.43	14.55
2	SW30XLE-440i	3	4	500.57	82.69	0.00	407.26	81.99	93.31	7.93
3	SW30ULE-440i	3	3	407.26	81.64	0.00	380.00	81.20	27.26	3.09
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	135.94
								0.00	12.50	568.74
								1.00	0.00	2765.98

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	415.00	415.00	827.12	1014.73	1084.61	1.95	8.26	40.65	4.60
Na	12069.00	12078.99	24082.94	29554.87	31604.07	47.70	200.81	988.95	112.13
Mg	1451.00	1451.00	2897.39	3559.99	3813.44	1.32	5.46	26.99	3.07
Ca	456.00	456.00	910.56	1118.80	1198.45	0.41	1.70	8.45	0.96
Sr	15.00	15.00	29.95	36.80	39.42	0.01	0.06	0.28	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	8.12	28.54	58.89	70.92	75.06	0.00	0.00	0.04	0.00
HCO3	159.00	140.44	276.65	340.27	364.41	0.90	3.33	15.22	1.91
NO3	4.00	4.00	7.83	9.47	9.94	0.16	0.66	2.85	0.36
Cl	21702.94	21702.94	43278.19	53118.46	56812.12	78.54	330.55	1628.67	184.62
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	3020.00	3020.00	6032.05	7413.10	7943.29	1.09	4.48	22.16	2.53
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.15	5.16	9.64	11.31	11.73	0.67	2.35	5.55	1.14
CO2	2.05	0.46	1.18	1.58	1.73	0.53	1.00	0.74	0.60
STD	39329.52	39341.39	78456.59	96301.96	103011.69	135.94	568.74	2765.98	316.72
pH	7.60	8.20	8.23	8.37	8.44	6.41	6.65	7.34	6.65

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 14.7 Caso 76 con hipótesis 2

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l - Hipótesis 2

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	620.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	69.39 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	28.01 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>26.0 C</b>	Concentrado	79.24 bar
Dosificación Química	24.61	STD Alimentación	39348.02 mg/l	Media	53.62 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	21.10 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.29 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	69.05	0.00	506.58	68.00	493.42	14.37
2	SW30XLE-440i	3	4	506.58	82.66	0.00	408.33	81.98	98.24	8.35
3	SW30ULE-440i	3	3	408.33	81.64	0.00	380.00	81.21	28.33	3.21

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	160.90
0.00	15.00	630.71
0.40	0.00	3106.83

Corrientes Paso (mg/l como ión)										
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			Permeado Total	
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3		
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	415.00	415.00	816.95	1011.29	1083.27	2.33	9.23	45.91	5.41	
Na	12069.00	12099.84	23806.35	29480.37	31595.36	56.65	223.46	1113.69	131.39	
Mg	1451.00	1451.00	2862.80	3550.13	3812.55	1.56	6.07	30.44	3.59	
Ca	456.00	456.00	899.69	1115.70	1198.17	0.48	1.89	9.53	1.12	
Sr	15.00	15.00	29.60	36.70	39.41	0.02	0.06	0.31	0.04	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	9.13	78.15	98.84	120.18	127.68	0.00	0.01	0.21	0.00	
HCO3	159.00	92.71	235.08	293.12	315.30	1.03	3.47	14.85	2.09	
NO3	4.00	4.00	7.71	9.39	9.85	0.19	0.73	3.13	0.41	
Cl	21697.96	21696.10	42741.62	52936.71	56746.87	93.26	367.82	1834.15	216.32	
F	2.00	2.00	3.94	4.87	5.22	0.01	0.05	0.23	0.03	
SO4	3020.00	3020.00	5960.32	7393.16	7942.52	1.29	5.00	25.06	2.96	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boro	5.15	5.19	9.52	11.27	11.72	0.71	2.26	5.13	1.16	
CO2	1.93	0.08	0.53	0.73	0.81	0.10	0.18	0.16	0.09	
STD	39327.56	39359.34	77517.15	96015.79	102942.95	160.90	630.71	3106.83	370.00	
pH	7.60	8.70	8.47	8.61	8.68	7.19	7.39	7.97	7.49	

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52

Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92

Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 14.8 Caso 77 con hipótesis 2

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 40.000 mg/l - Hipótesis 2

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m <sup>3</sup> /d	Caudal de Permeado Paso 1	619.97 m <sup>3</sup> /d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	67.23 bar	Conversión Paso 1	62.00 %	Alimentación	28.44 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>30.0 C</b>	Concentrado	80.58 bar
Dosificación Química	40.63	STD Alimentación	39359.34 mg/l	Media	54.51 bar
Área Activa Total	2289.06 M <sup>2</sup>	Número de Elementos	56	NDP media	19.29 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.28 lmh		

Etapas	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de concentrado (m <sup>3</sup> /d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	66.88	0.00	511.20	65.90	488.80	14.24
2	SW30XLE-440i	3	4	511.20	82.66	0.00	409.10	82.01	102.10	8.67
3	SW30ULE-440i	3	3	409.10	81.67	0.00	380.03	81.27	29.06	3.29

Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
0.00	0.00	199.62
0.00	17.10	742.95
0.00	0.00	3699.17

Corrientes Paso (mg/l como ión)									
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado			
			Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Permeado Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	415.00	415.00	809.01	1008.18	1081.08	2.93	10.99	54.95	6.70
Na	12069.00	12099.84	23601.85	29426.42	31575.13	70.72	264.67	1330.05	161.70
Mg	1451.00	1451.00	2836.56	3542.73	3810.88	1.94	7.18	36.45	4.42
Ca	456.00	456.00	891.44	1113.37	1197.65	0.60	2.24	11.41	1.38
Sr	15.00	15.00	29.32	36.62	39.40	0.02	0.07	0.38	0.05
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	10.65	78.15	155.17	190.85	203.64	0.01	0.04	0.58	0.03
HCO3	159.00	92.71	178.05	224.74	242.64	0.92	3.11	13.97	1.91
NO3	4.00	4.00	7.60	9.28	9.72	0.24	0.85	3.59	0.50
Cl	21695.00	21696.10	42330.13	52786.26	56655.58	116.45	435.77	2191.39	266.31
F	2.00	2.00	3.90	4.86	5.21	0.02	0.06	0.28	0.03
SO4	3020.00	3020.00	5906.12	7378.71	7940.71	1.61	5.93	30.15	3.66
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	5.15	5.19	9.45	11.28	11.80	0.73	2.11	4.55	1.13
CO2	1.78	0.08	0.21	0.29	0.32	0.01	0.03	0.06	0.01
STD	39326.11	39359.34	76802.94	95786.20	102828.68	199.62	742.95	3699.17	453.16
pH	7.60	8.70	8.71	8.85	8.93	8.15	8.10	8.37	8.21

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

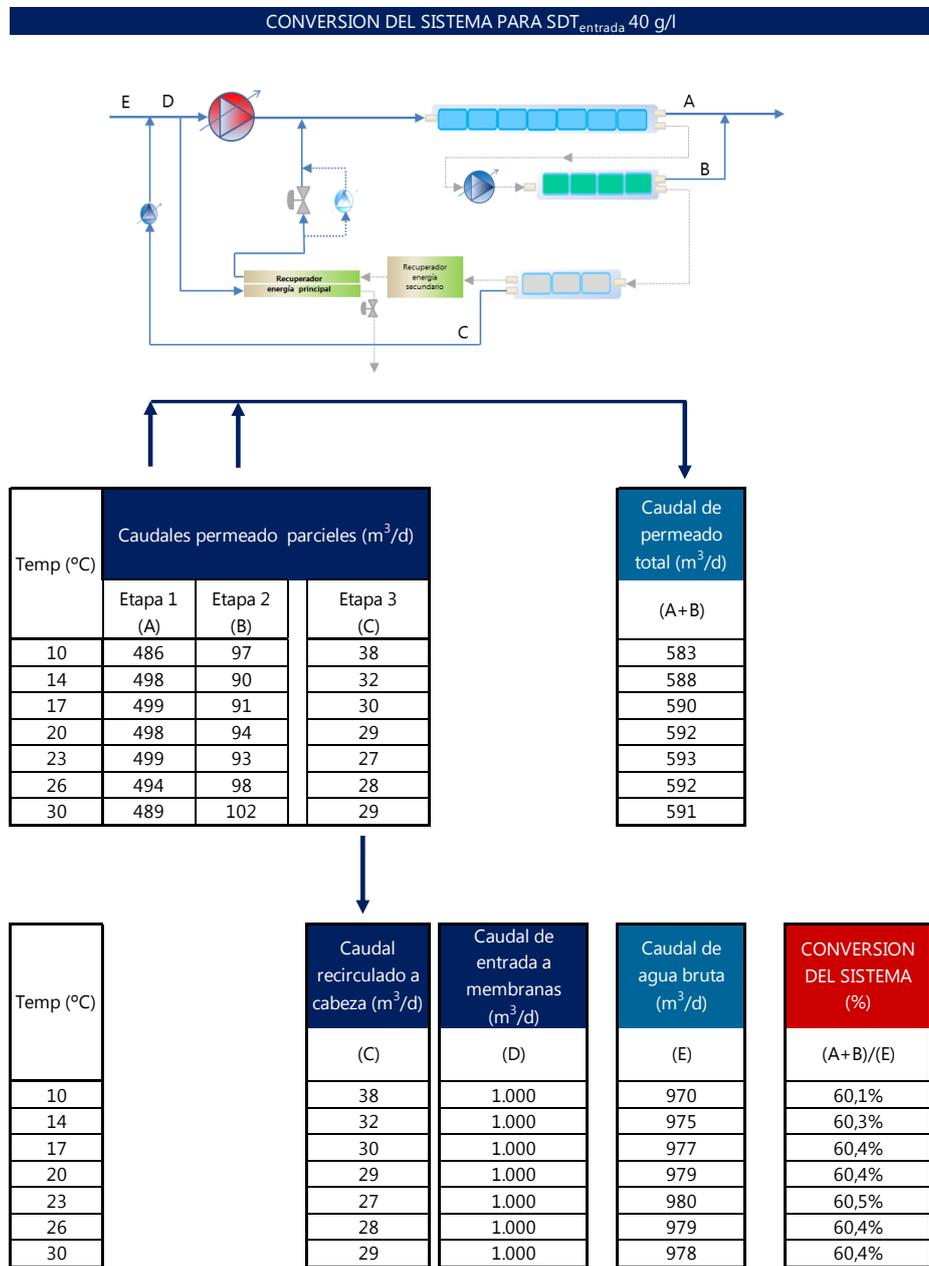
#### Detalles Etapa

Etapas	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

### 14.9 Resultados

La conversión, al utilizar esta hipótesis, es ligeramente inferior a los casos anteriores debido al efecto del caudal de barrido que hace que sean necesarios 7,3 m<sup>3</sup>/d adicionales de agua de mar, que representan el 2% del caudal de entrada en baja presión al recuperador de energía principal. De todos modos, para todas las temperaturas estudiadas, la conversión es superior al 60%.

La tabla siguiente muestra el balance de caudales, donde el caudal de agua bruta con el que se calcula la conversión incluye el caudal de barrido:



RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT<sub>entrada</sub> 40 g/l

Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
10	486	64	97	253	583	96
14	498	81	90	352	588	123
17	499	97	91	418	590	146
20	498	115	94	479	592	173
23	499	136	93	569	593	204
26	494	161	98	631	592	239
30	489	200	102	743	591	294

Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
10	486	37	97	146	583	55
14	498	47	90	204	588	71
17	499	56	91	242	590	85
20	498	67	94	277	592	100
23	499	79	93	331	593	119
26	494	94	98	368	592	139
30	489	117	102	436	591	172

Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
10	486	23	97	89	583	34
14	498	29	90	124	588	44
17	499	34	91	147	590	51
20	498	41	94	169	592	61
23	499	48	93	201	593	72
26	494	57	98	224	592	85
30	489	71	102	265	591	104

Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
10	486	0,33	97	1,28	583	0,49
14	498	0,43	90	1,75	588	0,63
17	499	0,53	91	2,03	590	0,76
20	498	0,63	94	2,28	592	0,89
23	499	0,67	93	2,35	593	0,93
26	494	0,71	98	2,26	592	0,97
30	489	0,73	102	2,11	591	0,97

PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 40 g/l

## Membranas en operación

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
10	82,7	1,77	82,7	81,0	0,0
14	79,7	5	82,7	81,0	0,0
17	76,8	7,5	82,4	80,8	1,5
20	73,4	10,8	82,7	81,1	5,2
23	71,6	12,5	82,7	81,2	7,1
26	67,2	17,2	82,6	81,2	11,5
30	66,95	17,1	82,7	81,3	11,9

## 15 CALCULOS CON CONVERSIONES EXTREMAS

Todos los cálculos se han realizado de manera que el rango de validez sea muy amplio, tanto en salinidades como en temperaturas. Si analizamos el caso concreto de una única salinidad y un rango de temperaturas más pequeño, que es lo que realmente ocurre, el proceso puede trabajar a conversiones aún mayores.

A continuación, se muestran los cálculos para el caso concreto de una salinidad de entrada de 37.000 mg/l y un rango de temperaturas entre 15 y 25°C. En estas condiciones, la conversión del proceso puede llegar al 64% manteniendo en todo momento la presión por debajo del valor máximo admisible, y con una calidad de agua a la salida por debajo de los valores máximos admitidos.

**15.1 Balance másico – Entrada a membranas (SDT<sub>entrada</sub> = 37 g/l)**

El balance másico se ha realizado en dos intervalos, entre 15 y 20°C y entre 20 y 25°C. En cada uno de los intervalos, se ha tomado el caso más desfavorable, es decir, 20°C en el primer intervalo y 25°C en el segundo intervalo.

**CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS**

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	<b>37.000</b>	mg/l
Temperatura:	<b>20</b>	°C
Caudal de agua de mar:	971,4	m <sup>3</sup> /d
	40	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	1,60%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	971			29			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	409	0,7820	523	35	0,7820	45	398	0,7820	509
<b>Na</b>	11358	0,4598	24.701	803	0,4598	1.746	11056	0,4598	24.045
<b>Mg</b>	1369	0,2431	5.631	22	0,2431	91	1330	0,2431	5.472
<b>Ca</b>	431	0,4008	1.074	7	0,4008	17	418	0,4008	1.044
<b>Sr</b>	14,35	0,8762	16,38	0,23	0,8762	0,26	13,95	0,8762	15,92
<b>Total cationes</b>	<b>13.580</b>		<b>31.945</b>	<b>867</b>		<b>1.899</b>	<b>13.216</b>		<b>31.086</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	150	1,2203	123	13	1,2203	11	146	1,2203	120
<b>CO<sub>3</sub></b>	11,10	0,6001	18,50	0,00	0,6001	0,00	11	0,6001	17,97
<b>NO<sub>3</sub></b>	3,70	1,2401	2,98	0,00	1,2401	0,00	3,59	1,2401	2,90
<b>Cl</b>	20.420	0,7091	28.797	1.324	0,7091	1.867	19874	0,7091	28.027
<b>SO<sub>4</sub></b>	2.850	0,9606	2.966	18	0,9606	19	2769	0,9606	2.882
<b>Total aniones</b>	<b>23.435</b>		<b>31.909</b>	<b>1.355</b>		<b>1.897</b>	<b>22.803</b>		<b>31.050</b>
<b>B</b>	4,90		-	5,91			4,93		
<b>SDT</b>	<b>37.020</b>			<b>2.228</b>			<b>36.025</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	380			1000		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
<b>K</b>	405	0,7820	517	401	0,7820	512
<b>Na</b>	11233	0,4598	24.429	11123	0,4598	24.191
<b>Mg</b>	1351	0,2431	5.560	1338	0,2431	5.506
<b>Ca</b>	425	0,4008	1.061	421	0,4008	1.050
<b>Sr</b>	14	0,8762	16,17	14	0,8762	16,01
<b>Total cationes</b>	<b>13.428</b>		<b>31.583</b>	<b>13.297</b>		<b>31.275</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	149	1,2203	122	147	1,2203	121
<b>CO<sub>3</sub></b>	11	0,6001	18,26	11	0,6001	18,08
<b>NO<sub>3</sub></b>	4	1,2401	2,94	4	1,2401	2,92
<b>Cl</b>	20192	0,7091	28.476	19995	0,7091	28.198
<b>SO<sub>4</sub></b>	2813	0,9606	2.928	2785	0,9606	2.900
<b>Total aniones</b>	<b>23.168</b>		<b>31.547</b>	<b>22.942</b>		<b>31.239</b>
<b>B</b>	4,93		-	4,93		-
<b>SDT</b>	<b>36.601</b>			<b>36.244</b>		

CALCULO DE SALINIDAD DE ENTRADA A MEMBRANAS

DATOS DE PARTIDA:

Salinidad agua de mar:	37.000	mg/l
Temperatura:	25	°C
Caudal de agua de mar:	974	m <sup>3</sup> /d
	41	m <sup>3</sup> /h
Incremento de salinidad debido al sistema de recuperación de energía:	1,60%	

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Agua de mar			Permeado de la etapa 3			Mezcla 1		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
	974			26			1000		
<b>K</b>	409	0,7820	523	50	0,7820	64	400	0,7820	511
<b>Na</b>	11358	0,4598	24.701	1.163	0,4598	2.529	11097	0,4598	24.133
<b>Mg</b>	1369	0,2431	5.631	32	0,2431	132	1334	0,2431	5.490
<b>Ca</b>	431	0,4008	1.074	10	0,4008	25	420	0,4008	1.047
<b>Sr</b>	14,35	0,8762	16,38	0,33	0,8762	0,38	13,99	0,8762	15,97
<b>Total cationes</b>	<b>13.580</b>		<b>31.945</b>	<b>1.255</b>		<b>2.750</b>	<b>13.264</b>		<b>31.198</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	150	1,2203	123	19	1,2203	16	147	1,2203	120
<b>CO<sub>3</sub></b>	11,10	0,6001	18,50	0,01	0,6001	0,02	11	0,6001	18,02
<b>NO<sub>3</sub></b>	3,70	1,2401	2,98	0,00	1,2401	0,00	3,61	1,2401	2,91
<b>Cl</b>	20.420	0,7091	28.797	1.917	0,7091	2.703	19947	0,7091	28.129
<b>SO<sub>4</sub></b>	2.850	0,9606	2.966	27	0,9606	28	2777	0,9606	2.891
	0,00								
<b>Total aniones</b>	<b>23.435</b>		<b>31.909</b>	<b>1.963</b>		<b>2.747</b>	<b>22.885</b>		<b>31.162</b>
<b>B</b>	4,90		-	6,84			4,95		
<b>SDT</b>	<b>37.020</b>			<b>3.225</b>			<b>36.155</b>		

Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Salida del recuperador de energía			Mezcla 2 (Salinidad de entrada a membranas)		
	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>	mg/L	conversion	mg/l as CaCO <sub>3</sub>
	380			1000		
<b>K</b>	406	0,7820	519	402	0,7820	514
<b>Na</b>	11274	0,4598	24.520	11164	0,4598	24.280
<b>Mg</b>	1356	0,2431	5.578	1342	0,2431	5.523
<b>Ca</b>	426	0,4008	1.064	422	0,4008	1.054
<b>Sr</b>	14	0,8762	16,22	14	0,8762	16,07
<b>Total cationes</b>	<b>13.477</b>		<b>31.697</b>	<b>13.345</b>		<b>31.388</b>
<b>HCO<sub>3</sub></b>	149	1,2203	122	148	1,2203	121
<b>CO<sub>3</sub></b>	11	0,6001	18,31	11	0,6001	18,13
<b>NO<sub>3</sub></b>	4	1,2401	2,95	4	1,2401	2,92
<b>Cl</b>	20266	0,7091	28.580	20068	0,7091	28.301
<b>SO<sub>4</sub></b>	2822	0,9606	2.938	2794	0,9606	2.909
<b>Total aniones</b>	<b>23.251</b>		<b>31.661</b>	<b>23.024</b>		<b>31.352</b>
<b>B</b>	4,95		-	4,95		-
<b>SDT</b>	<b>36.733</b>			<b>36.374</b>		

## 15.2 Caso: SDT<sub>entrada</sub> = 37 g/l y temperatura 15°C

### Información del Proyecto: Salinidad agua mar: 37.000 mg/l - Conversión extrema

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

#### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m <sup>3</sup> /d	Caudal de Permeado Paso 1	650.00 m <sup>3</sup> /d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	78.26 bar	Conversión Paso 1	65.00 %	Alimentación	24.70 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>15.0 C</b>	Concentrado	75.61 bar
Dosificación Química	0.00	STD Alimentación	36289.69 mg/l	Media	50.15 bar
Área Activa Total	2289.06 M <sup>2</sup>	Número de Elementos	56	NDP media	29.77 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.83 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m <sup>3</sup> /d)	Caudal de concentrado (m <sup>3</sup> /d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	Flujo específico medio (lmh)			
											Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	77.92	0.00	474.20	76.68	525.80	15.31	0.00	0.00	0.00
2	SW30XLE-440i	3	4	474.20	82.34	0.00	380.51	81.61	93.69	7.96	0.00	6.00	358.70
3	SW30ULE-440i	3	3	380.51	81.27	0.00	350.00	80.82	30.51	3.46	0.30	0.00	1611.26

Corrientes Paso (mg/l como ión)										
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado				
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	401.00	401.00	844.36	1050.93	1140.39	1.15	5.40	24.64	2.86	
Na	11123.00	11123.00	23426.33	29163.38	31655.74	27.14	125.68	571.74	66.90	
Mg	1338.00	1338.00	2820.77	3514.45	3819.45	0.76	3.42	15.51	1.83	
Ca	421.00	421.00	887.55	1105.82	1201.80	0.23	1.07	4.86	0.57	
Sr	14.00	14.00	29.51	36.77	39.96	0.01	0.04	0.16	0.02	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	5.15	5.15	14.80	19.19	20.92	0.00	0.00	0.00	0.00	
HCO3	147.00	147.00	301.04	372.07	402.87	0.63	2.15	9.09	1.21	
NO3	4.00	4.00	8.32	10.26	10.98	0.10	0.46	1.93	0.24	
Cl	19995.00	20023.34	42176.04	52509.57	57004.73	44.73	207.10	942.25	110.26	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	2785.00	2785.00	5872.38	7317.57	7954.34	0.62	2.81	12.68	1.50	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boro	4.93	4.93	9.91	11.90	12.50	0.44	1.85	4.96	0.86	
CO2	2.29	2.29	4.70	5.94	6.51	2.88	4.97	5.85	3.35	
STD	36261.35	36289.69	76437.78	95168.01	103322.64	77.90	358.70	1611.26	190.31	
pH	7.60	7.60	7.72	7.89	7.98	5.59	5.83	6.32	5.78	

#### Advertencias de Diseño

-Ninguno-

#### Detalles Etapa

Etapa 1	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20	
3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02	
4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87	
5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74	
6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63	
7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52	

Etapa 2	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24	
3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08	
4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92	

Etapa 3	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m <sup>3</sup> /d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30	
3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16	

### 15.3 Caso: SDT<sub>entrada</sub> = 37 g/l y temperatura 20°C

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 37.000 mg/l - Conversión extrema

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

**Detalles del Sistema**

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	650.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	72.79 bar	Conversión Paso 1	65.00 %	Alimentación	25.18 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>20.0 C</b>	Concentrado	77.29 bar
Dosificación Química	0.00	STD Alimentación	36289.40 mg/l	Media	51.24 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	25.25 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.83 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	72.44	0.00	474.29	71.32	525.71	15.31
2	SW30XLE-440i	3	4	474.29	81.97	0.00	378.77	81.31	95.52	8.11
3	SW30ULE-440i	3	3	378.77	80.96	0.00	350.00	80.55	28.77	3.26
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	104.49
								0.00	11.00	467.94
								0.30	0.00	2243.22

Corrientes Paso (mg/l como ión)										
Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Concentrado			Permeado				
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	401.00	401.00	843.76	1054.77	1138.66	1.54	7.04	34.31	34.31	3.80
Na	11123.00	11123.00	23411.42	29274.07	31615.04	36.42	164.16	797.98	797.98	88.90
Mg	1338.00	1338.00	2819.92	3529.94	3818.34	1.01	4.48	21.76	21.76	2.44
Ca	421.00	421.00	887.29	1110.70	1201.45	0.31	1.40	6.82	6.82	0.76
Sr	14.00	14.00	29.51	36.94	39.95	0.01	0.05	0.23	0.23	0.03
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	6.32	6.32	17.33	22.42	24.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	147.00	147.00	300.83	373.45	402.39	0.76	2.75	12.65	12.65	1.55
NO3	4.00	4.00	8.28	10.22	10.85	0.14	0.59	2.58	2.58	0.31
Cl	19995.00	20021.88	42147.69	52708.56	56933.51	60.02	270.51	1315.41	1315.41	146.53
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	2785.00	2785.00	5870.98	7350.64	7953.45	0.84	3.67	17.82	17.82	2.01
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boro	4.93	4.93	9.74	11.61	12.08	0.60	2.32	5.89	5.89	1.09
CO2	2.05	2.05	4.42	5.65	6.16	2.64	4.68	5.47	5.47	3.09
STD	36262.52	36289.40	76392.66	95538.03	103206.95	104.49	467.94	2243.22	2243.22	252.54
pH	7.60	7.60	7.70	7.87	7.96	5.66	5.92	6.43	6.43	5.87

**Advertencias de Diseño**

-Ninguno-

**Detalles Etapa**

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

## 15.4 Caso: SDT<sub>entrada</sub> = 37 g/l y temperatura 25°C

**Información del Proyecto:** Salinidad agua mar: 37.000 mg/l - Conversión extrema

Tesis doctoral, Julen Cabero - ETSII Bilbao

### Detalles del Sistema

Caudal de Alimentación a la 1ª Etapa	1000.00 m³/d	Caudal de Permeado Paso 1	650.00 m³/d	Presión Osmótica:	
Presión de Alimentación	70.75 bar	Conversión Paso 1	65.00 %	Alimentación	25.76 bar
Factor de flujo	0.80	Temperatura de Alimentación	<b>25.0 C</b>	Concentrado	79.31 bar
Dosificación Química	12.46	STD Alimentación	36427.72 mg/l	Media	52.54 bar
Área Activa Total	2289.06 M²	Número de Elementos	56	NDP media	22.34 bar
Clasificación del Agua: Seawater with Conventional pretreatment, SDI < 5		Flujo específico medio Paso 1	11.83 lmh		

Etapa	Elemento	Nº Cajas de presión	Nº Elementos	Caudal de Alimentación (m³/d)	Presión de Alimentación (bar)	Caudal de Recirculación (m³/d)	Caudal de concentrado (m³/d)	Presión del concentrado (bar)	Caudal de Permeado (m³/d)	Flujo específico medio (lmh)
1	SW30XHR-440i	5	7	1000.00	70.41	0.00	465.57	69.40	534.43	15.56
2	SW30XLE-440i	3	4	465.57	82.05	0.00	375.56	81.44	90.01	7.65
3	SW30ULE-440i	3	3	375.56	81.10	0.00	350.00	80.72	25.56	2.89
								Presión de Permeado (bar)	Presión Booster (bar)	STD Permeado (mg/l)
								0.00	0.00	138.79
								0.00	13.00	657.39
								0.30	0.00	3277.11

Nombre	Alimentación	Alimentación ajustada	Corrientes Paso (mg/l como ión)							
			Concentrado			Permeado				
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Permeado Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	402.00	402.00	861.09	1065.07	1139.17	2.07	9.99	50.33	5.07	
Na	11164.00	11173.53	23944.08	29627.31	31705.26	48.58	231.85	1170.92	118.09	
Mg	1342.00	1342.00	2880.96	3569.95	3828.29	1.35	6.31	32.09	3.24	
Ca	422.00	422.00	905.94	1122.61	1203.85	0.42	1.97	10.06	1.01	
Sr	14.00	14.00	30.06	37.24	39.94	0.01	0.07	0.33	0.03	
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO3	7.77	27.22	60.90	73.96	78.36	0.00	0.00	0.07	0.00	
HCO3	148.00	130.21	275.00	341.06	365.54	0.92	3.82	17.87	2.00	
NO3	4.00	4.00	8.38	10.20	10.69	0.18	0.81	3.53	0.40	
Cl	20090.42	20090.42	43060.72	53289.73	57040.10	80.07	382.03	1930.58	194.64	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO4	2794.00	2794.00	6000.01	7436.82	7977.95	1.12	5.18	26.40	2.67	
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boro	4.95	4.96	9.84	11.56	11.95	0.71	2.69	6.11	1.20	
CO2	1.85	0.41	1.16	1.58	1.74	0.48	0.96	0.68	0.54	
STD	36416.51	36427.72	78083.31	96639.86	103457.31	138.79	657.39	3277.11	334.02	
pH	7.60	8.20	8.21	8.35	8.43	6.44	6.71	7.43	6.70	

### Advertencias de Diseño

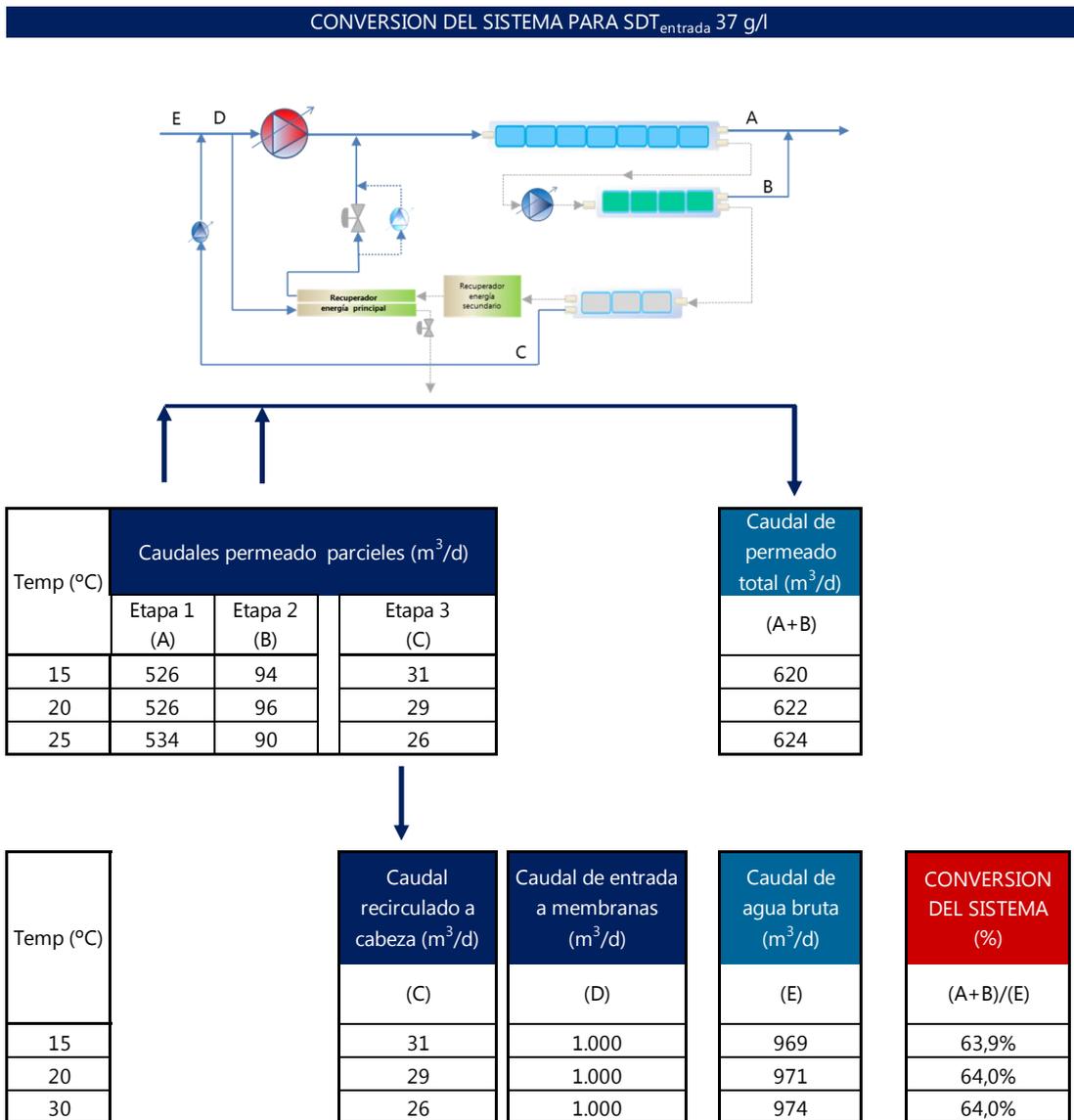
-Ninguno-

### Detalles Etapa

Etapa	Elemento	Conversión	Caudal de Permeado (m³/d)	STD Permeado (mg/l)	Caudal de Alimentación (m³/d)	STD Alimentación (mg/l)	Presión de Alimentación (bar)
Etapa 1	1	0.12	24.88	85.69	200.00	39167.44	65.42
	2	0.12	20.70	114.77	175.12	44719.54	65.20
	3	0.11	16.57	157.71	154.42	50699.43	65.02
	4	0.09	12.74	221.66	137.85	56772.37	64.87
	5	0.08	9.46	317.28	125.11	62532.76	64.74
	6	0.06	6.86	458.02	115.65	67622.71	64.63
	7	0.05	4.91	660.15	108.79	71854.72	64.52
Etapa 2	1	0.08	14.41	416.82	173.14	75218.64	82.43
	2	0.06	10.05	622.71	158.73	82007.39	82.24
	3	0.05	6.98	921.38	148.68	87508.68	82.08
	4	0.03	4.94	1326.76	141.69	91775.99	81.92
Etapa 3	1	0.03	4.34	2736.02	136.76	95042.17	81.43
	2	0.02	3.23	3703.71	132.41	98068.76	81.30
	3	0.02	2.51	4762.39	129.19	100425.16	81.16

### 15.5 Resultados

Para una salinidad de 37.000 mg/l y una temperatura en el rango entre 15 y 25°C, es proceso permite conseguir una conversión total del 64%.



En estas condiciones de funcionamiento, la calidad de agua tratada cumple con el objetivo de calidad fijado tal y como se muestra en la siguiente tabla:

RESULTADOS CALIDAD DE AGUA TRATADA PARA SDT <sub>entrada</sub> 37 g/l						
Temp (°C)	Permeado (SDT)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	SDT (mg/l)		
15	526	78	94	359	620	121
20	526	105	96	468	622	161
25	534	139	90	658	624	214
Temp (°C)	Permeado (Cloruros)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Cl <sup>-</sup> (mg/l)		
15	526	45	94	208	620	70
20	526	61	96	271	622	93
25	534	81	90	383	624	125
Temp (°C)	Permeado (Sodio)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	Na (mg/l)		
15	526	28	94	126	620	43
20	526	37	96	165	622	57
25	534	49	90	232	624	75
Temp (°C)	Permeado (Boro)				TRATADA	
	Etapa 1		Etapa 2		Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)
	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)	Q (m <sup>3</sup> /d)	B (mg/l)		
15	526	0,44	94	1,85	620	0,65
20	526	0,6	96	2,32	622	0,86
25	534	0,71	90	2,69	624	1,00 (*)

(\*) En el caso de una temperatura del agua de 25°C, se dosifica sosa hasta alcanzar un pH de 8,2, de manera que no se supere el valor de 1 mg/l de boro en la salida de agua tratada.

#### PRESIONES DE FUNCIONAMIENTO PARA SDT<sub>entrada</sub> 37 g/l

Temp (°C)	Presión (bar)				
	Entrada etapa 1	Booster 2	Entrada etapa 2	Salida etapa 3	Presión aprovechada en recuperador 2
15	77,9	6	82,3	80,8	0,4
20	72,4	11	82,0	80,6	5,6
25	70,4	13	82,1	80,7	7,8

## ANEXO **III**

# CARACTERÍSTICAS DE LAS MEMBRANAS DE OSMOSIS INVERSA

### RESUMEN

---

*El proceso descrito en esta tesis está basado en la combinación de distintos tipos de membranas que permiten obtener una conversión superior al 60% manteniendo una presión inferior a la máxima admisible y con una calidad de agua tratada cumpliendo los límites máximos establecidos.*

---

# INDICE

RESUMEN .....	309
1. INTRODUCCION .....	311
2. MEMBRANA TIPO 1 – MAXIMO RECHAZO DE SALES.....	312
3. MEMBRANA TIPO 2 – ALTO RECHAZO DE SALES Y BAJA ENERGIA.....	313
4. MEMBRANA TIPO 3 – ULTRA BAJA ENERGIA.....	314

## 1. INTRODUCCION

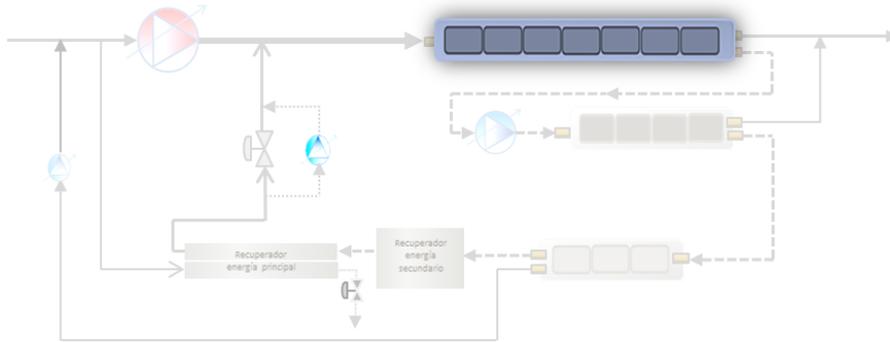
El proceso descrito está basado en tres tipos de membranas de ósmosis inversa de agua de mar:

- Membranas de máximo rechazo de sales
- Membranas intermedias con alto rechazo de sales y baja energía
- Membranas de ultra baja energía

Desde un punto de vista físico, el tamaño de todas las membranas es el mismo, estandarizado para tubos de presión de 8". Las medidas son las siguientes:

- Diámetro: 8" (203 cm)
- Longitud: 40" (1.016 cm)
- Superficie: 440 ft<sup>2</sup> (41 m<sup>2</sup>) ±5%

## 2. MEMBRANA TIPO 1 – MAXIMO RECHAZO DE SALES



### ESPECIFICACIÓN TÉCNICA [109]

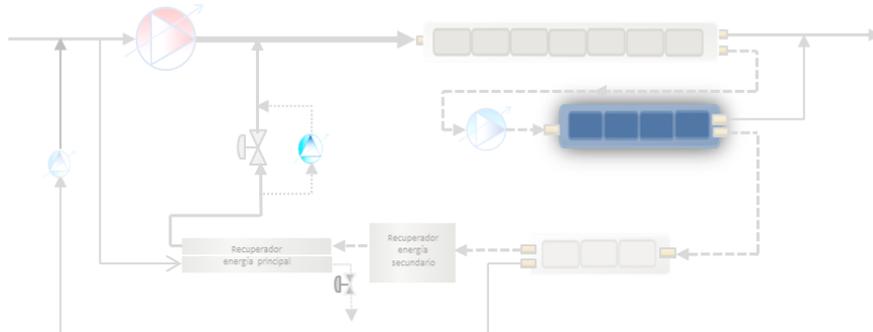
- |                                  |                                    |
|----------------------------------|------------------------------------|
| ▪ Material:                      | Compuesta de capa fina – Poliamida |
| ▪ Máxima presión de operación:   | 83 bar                             |
| ▪ Permeabilidad de la membrana:  | 25 m <sup>3</sup> /d ±20%          |
| ▪ Rechazo de sales estabilizado: | 99,7% – 99,82%                     |
| ▪ Rechazo de Boro estabilizado:  | 93%                                |

Valores en condiciones de prueba del fabricante: NaCl: 32.000 ppm, Presión: 55,16 bar, Temperatura: 25°C, pH: 8 y conversión del elemento: 8%

### Límites de operación:

- |                                    |            |
|------------------------------------|------------|
| ▪ Máxima temperatura de operación: | 45°C       |
| ▪ Máxima caída de presión:         | 0,9 bar    |
| ▪ pH operación, en continuo:       | 2 – 11     |
| ▪ pH operación (< 30 min):         | 1 – 13     |
| ▪ Tolerancia al cloro libre:       | < 0,1 mg/l |

### 3. MEMBRANA TIPO 2 – ALTO RECHAZO DE SALES Y BAJA ENERGIA



#### ESPECIFICACIÓN TÉCNICA [109]

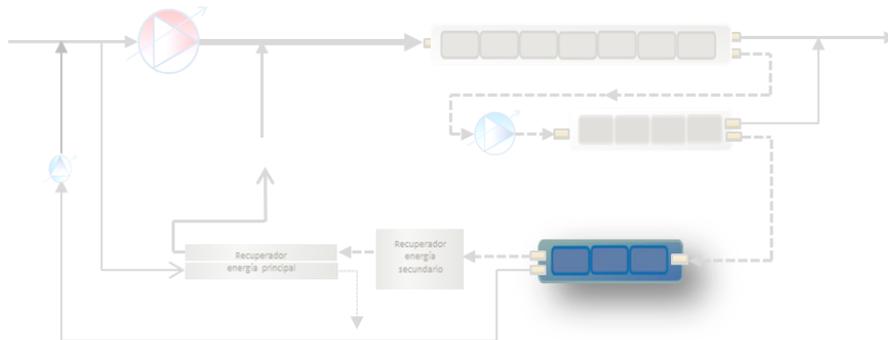
- |                                  |                                    |
|----------------------------------|------------------------------------|
| ▪ Material:                      | Compuesta de capa fina – Poliamida |
| ▪ Máxima presión de operación:   | 83 bar                             |
| ▪ Permeabilidad de la membrana:  | 37,5 m <sup>3</sup> /d ±15%        |
| ▪ Rechazo de sales estabilizado: | 99,55% – 99,8%                     |
| ▪ Rechazo de Boro estabilizado:  | 91,5%                              |

Valores en condiciones de prueba del fabricante: NaCl: 32.000 ppm, Presión: 55,16 bar, Temperatura: 25°C, pH: 8 y conversión del elemento: 8%

#### Límites de operación:

- |                                    |            |
|------------------------------------|------------|
| ▪ Máxima temperatura de operación: | 45°C       |
| ▪ Máxima caída de presión:         | 0,9 bar    |
| ▪ pH operación, en continuo:       | 2 – 11     |
| ▪ pH operación (< 30 min):         | 1 – 13     |
| ▪ Tolerancia al cloro libre:       | < 0,1 mg/l |

#### 4. MEMBRANA TIPO 3 – ULTRA BAJA ENERGIA



##### ESPECIFICACIÓN TÉCNICA [109]

- |                                  |                                    |
|----------------------------------|------------------------------------|
| ▪ Material:                      | Compuesta de capa fina – Poliamida |
| ▪ Máxima presión de operación:   | 83 bar                             |
| ▪ Permeabilidad de la membrana:  | 45,4 m <sup>3</sup> /d ±17%        |
| ▪ Rechazo de sales estabilizado: | 99,6% – 99,7%                      |
| ▪ Rechazo de Boro estabilizado:  | 89%                                |

Valores en condiciones de prueba del fabricante: NaCl: 32.000 ppm, Presión: 55,16 bar, Temperatura: 25°C, pH: 8 y conversión del elemento: 8%

##### Límites de operación:

- |                                    |            |
|------------------------------------|------------|
| ▪ Máxima temperatura de operación: | 45°C       |
| ▪ Máxima caída de presión:         | 0,9 bar    |
| ▪ pH operación, en continuo:       | 2 – 11     |
| ▪ pH operación (< 30 min):         | 1 – 13     |
| ▪ Tolerancia al cloro libre:       | < 0,1 mg/l |

# ANEXO **IV**

## **CONVERSION DE PLANTAS DESALADORAS EXISTENTES**

### **RESUMEN**

---

*Este anexo es una recopilación de información sobre la conversión de plantas desaladoras de agua de mar en funcionamiento en los últimos 25 años.*

*Está dividido en instalaciones construidas en España y en el resto del mundo, con un amplio rango de tamaños que va desde los 5.000 m<sup>3</sup>/d hasta los 500.000 m<sup>3</sup>/d*

*El objeto de este anexo es mostrar como la mayor parte de las plantas desaladoras de agua de mar tienen un proceso con una conversión entre el 40% y el 50%*

---

# INDICE

RESUMEN .....	315
1. CONVERSION DE PLANTAS DESALADORAS EN ESPAÑA .....	317
1.1 DESALADORAS DE MAS DE 50.000 m <sup>3</sup> /d.....	317
1.2 DESALADORES DE MENOS DE 50.000 m <sup>3</sup> /d.....	318
2. CONVERSION DE PLANTAS DESALADORAS EN EL RESTO DEL MUNDO .....	320

## 1. CONVERSION DE PLANTAS DESALADORAS EN ESPAÑA

### 1.1 DESALADORAS DE MAS DE 50.000 m<sup>3</sup>/d

PLANTAS DESALADORAS EN ESPAÑA					
Capacidad > 50.000 m <sup>3</sup> /d					
Nombre	Lugar de la planta	Producción (m <sup>3</sup> /día)	Conversion	Año	Fuente
Oporesa del Mar	Castellón	130.000	<b>45%</b>	2015	[ 96 ]
Bajo Almanzora	Almería	60.000	<b>45%</b>	2011	[ 154 ]
Tordera. Ampliación	Barcelona	57.600	<b>46%</b>	2010	[ 94 ]
Águilas	Murcia	210.000	<b>42%</b>	2009	[ 96 ]
Campo de Dalías	Almeria	97.200	<b>45%</b>	2009	[ 96 ]
Torrevieja	Alicante	240.000	<b>45%</b>	2009	[ 96 ]
Alicante II	Alicante	65.000	<b>43%</b>	2008	[ 146 ]
Barcelona	Barcelona	200.000	<b>44%</b>	2008	[ 146 ]
Valdelentisco	Murcia	200.000	<b>50%</b>	2008	[ 144 ]
Escombreras	Murcia	63.000	<b>45%</b>	2007	[ 147 ]
Alicante I	Alicante	65.000	<b>40%</b>	2006	[ 146 ]
Canal de Cartagena Extension	Cartagena	65.000	<b>45%</b>	2006	[ 176 ]
Las Palmas III-IV	Las Palmas	75.000	<b>52%</b>	2006	[ 6 ]
San Pedro del Pinatar. II	Cartagena	65.000	<b>45%</b>	2006	[ 174 ]
Canal de Cartagena	Cartagena	65.000	<b>45%</b>	2005	[ 176 ]
Marbella	Malaga	56.000	<b>45%</b>	2005	[ 147 ]
San Pedro del Pinatar. I	Cartagena	65.000	<b>45%</b>	2005	[ 177 ]
Canal de Alicante	Alicante	65.000	<b>45%</b>	2003	[ 176 ]
Carboneras	Almería	120.000	<b>45%</b>	2002	[ 96 ]
Bahía de Palma I	Mallorca	68.000	<b>45%</b>	2001	[ 176 ]

## 1.2 DESALADORES DE MENOS DE 50.000 m<sup>3</sup>/d

<b>PLANTAS DESALADORAS EN ESPAÑA</b>					
<b>Capacidad: entre 5.000 - 50.000 m<sup>3</sup>/d</b>					
<b>Nombre</b>	<b>Lugar de la planta</b>	<b>Producción (m<sup>3</sup>/día)</b>	<b>Conversion</b>	<b>Año</b>	<b>Fuente</b>
IDAM Tenerife Oeste	Tenerife	14.000	<b>45%</b>	Construcción	[ 176 ]
Ceuta 3	Ceuta	10.000	<b>45%</b>	2015	[ 144 ]
Granadilla	Tenerife	14.000	<b>40%</b>	2015	[ 144 ]
Tenerife Oeste	Tenerife	14.000	<b>45%</b>	2015	[ 154 ]
Telde II	Gran Canaria	16.000	<b>45%</b>	2014	[ 176 ]
Moncofa	Castellón	30.000	<b>45%</b>	2013	[ 145 ]
Sant Antonio de Portmany	Ibiza	18.000	<b>45%</b>	2011	[ 176 ]
Ceuta 2	Ceuta	31.800	<b>45%</b>	2010	[ 176 ]
Denia	Alicante	42.500	<b>45%</b>	2010	[ 176 ]
Ibiza	Ibiza	12.000	<b>50%</b>	2010	[ 176 ]
La Caleta	Tenerife	10.000	<b>37%</b>	2010	[ 176 ]
Oropesa	Castellón	41.000	<b>45%</b>	2010	[ 176 ]
Sagunto	Valencia	23.100	<b>55%</b>	2010	[ 96 ]
Tordera ampliación	Barcelona	28.800	<b>46%</b>	2010	[ 94 ]
Andratx	Mallorca	14.000	<b>45%</b>	2009	[ 151 ]
Almuñecar	Granada	20.000	<b>45%</b>	2008	[ 176 ]
Arucas y Moya	Gran Canaria	15.000	<b>45%</b>	2008	[ 178 ]
Ciudadella	Menorca	10.000	<b>45%</b>	2008	[ 176 ]
Las Marinas	Almería	16.800	<b>45%</b>	2008	[ 176 ]
Marina Baja	Alicante	50.000	<b>41%</b>	2008	[ 175 ]
Alcudia	Mallorca	14.000	<b>45%</b>	2007	[ 176 ]
Melilla	Melilla	20.000	<b>45%</b>	2007	[ 144 ]
Santa Eulalia	Ibiza	15.000	<b>45%</b>	2007	[ 176 ]
Las Playitas	Canarias	9.000	<b>45%</b>	2006	[ 176 ]
Sureste de Gran Canaria	Gran Canaria	33.000	<b>45%</b>	2006	[ 176 ]
Campo de Dalías	Almería	12.000	<b>47%</b>	2005	[ 179 ]
San Antonio	Ibiza	7.500	<b>42%</b>	2005	[ 176 ]
La Oliva	Fuerteventura	7.500	<b>45%</b>	2005	[ 176 ]
Formentera II	Formentera	2.000	<b>45%</b>	2004	[ 144 ]
Aguilas	Murcia	20.800	<b>45%</b>	2003	[ 176 ]
Almería	Almería	50.000	<b>45%</b>	2003	[ 176 ]
Ampliación Telde	Gran Canaria	15.000	<b>43%</b>	2003	[ 151 ]

<b>PLANTAS DESALADORAS EN ESPAÑA</b>					
<b>Capacidad: entre 5.000 - 50.000 m<sup>3</sup>/d</b>					
<b>Nombre</b>	<b>Lugar de la planta</b>	<b>Producción (m<sup>3</sup>/día)</b>	<b>Conversion</b>	<b>Año</b>	<b>Fuente</b>
Janubio	Lanzarote	7.000	<b>45%</b>	2003	[ 176 ]
Beniadlá-Denia	Alicante	8.000	<b>45%</b>	2002	[ 176 ]
Delta de la Tordera	Barcelona	28.800	<b>45%</b>	2002	[ 176 ]
Tordera	Barcelona	28.800	<b>46%</b>	2002	[ 94 ]
Adeje 2	Tenerife	5.200	<b>42%</b>	2001	[ 176 ]
Bocabarranco	Gran Canaria	7.000	<b>45%</b>	2001	[ 176 ]
Jávea	Alicante	29.000	<b>45%</b>	2001	[ 178 ]
La Oliva	Fuerteventura	7.000	<b>45%</b>	2001	[ 176 ]
Roque Prieto	Canarias	5.000	<b>42%</b>	2001	[ 176 ]
San Nicolas de Toletino	Gran Canaria	5.000	<b>45%</b>	2001	[ 144 ]
Santa Cruz de Tenerife	Tenerife	20.700	<b>38%</b>	2001	[ 144 ]
Calviá	Mallorca	5.500	<b>45%</b>	2000	[ 176 ]
Islas Baleares	Islas Baleares	7.700	<b>45%</b>	2000	[ 176 ]
Lanzarote 4	Lanzarote	20.000	<b>45%</b>	2000	[ 145 ]
Maspalomas 2	Gran Canaria	25.200	<b>45%</b>	2000	[ 176 ]
Adeje 1	Tenerife	10.000	<b>43%</b>	1998	[ 176 ]
Aragua 2	Gran Canaria	1.000	<b>45%</b>	1998	[ 144 ]
Ceuta	Ceuta	16.000	<b>45%</b>	1998	[ 176 ]
Galdar Agaete	Gran Canaria	8.200	<b>45%</b>	1998	[ 176 ]
IDAM Galdar-Agaete	Gran Canaria	8.750	<b>45%</b>	1998	[ 176 ]
San Antonio	Ibiza	10.000	<b>42%</b>	1997	[ 176 ]
Ibiza	Ibiza	9.000	<b>40%</b>	1996	[ 144 ]
Formentera I	Formentera	2.000	<b>40%</b>	1995	[ 144 ]
Fuerteventura 3	Fuerteventura	4.000	<b>42%</b>	1992	[ 176 ]
Lanzarote 3	Lanzarote	20.000	<b>45%</b>	1992	[ 145 ]
Aragua	Gran Canaria	5.000	<b>45%</b>	1991	[ 161 ]
Gran Canaria	Gran Canaria	10.000	<b>45%</b>	1991	[ 176 ]
Puerto Rosario	Fuerteventura	4.000	<b>45%</b>	1991	[ 145 ]
Las Palmas 4	Gran Canaria	9.000	<b>45%</b>	1990	[ 176 ]
Las Palmas III	Gran Canaria	36.000	<b>45%</b>	1990	[ 176 ]
Lanzarote 2	Lanzarote	7.500	<b>45%</b>	1986	[ 144 ]
Gran Tarajal	Fuerteventura	1.500	<b>42%</b>	....	[ 161 ]
Marina Alta	Alicante	24.000	<b>45%</b>	....	[ 96 ]

## 2. CONVERSION DE PLANTAS DESALADORAS EN EL RESTO DEL MUNDO

### PLANTAS DESALADORAS EN EL MUNDO

Nombre	Pais	Producción (m <sup>3</sup> /día)	Conversion	Año	Fuente
Djerba	Tunez	50.000	<b>45%</b>	Construcción	[ 145 ]
Radomiro Tomic	Chile	72.580	<b>47%</b>	Construcción	[ 145 ]
Sierra Gorda	Chile	9.000	<b>50%</b>	Construcción	[ 176 ]
El Morro	Chile	64.000	<b>45%</b>	Fase ingeniería	[ 144 ]
Kumkoy	Chipre	24.200	<b>41%</b>	2015	[ 144 ]
Al Ghubrah	Oman	190.000	<b>42%</b>	2015	[ 144 ]
Busan Gijang	Korea	45.460	<b>44%</b>	2015	[ 106 ]
Jorf Lasfar	Marruecos	75.800	<b>45%</b>	2015	[ 144 ]
Tortola	Islas Vírgenes	10.400	<b>45%</b>	2015	[ 180 ]
Carlsbad	USA	189.000	<b>49%</b>	2015	[ 115 ]
Al-Zawrah III	EAU	45.500	<b>40%</b>	2014	[ 144 ]
Larnaca (Ampliación)	Chipre	60.000	<b>46%</b>	2014	[ 94 ]
Gwanyang	Korea	30.000	<b>49%</b>	2014	[ 181 ]
Ensenada	Mexico	21.600	<b>50%</b>	2014	[ 145 ]
Al-Zawrah II	EAU	41.000	<b>40%</b>	2013	[ 144 ]
Harley - San Thomas	Islas Vírgenes	12.490	<b>40%</b>	2013	[ 148 ]
Ashdod	Israel	384.000	<b>45%</b>	2013	[ 154 ]
Magtaa	Argelia	550.000	<b>45%</b>	2013	[ 182 ]
Tenes	Argelia	200.000	<b>45%</b>	2013	[ 182 ]
Curacao	Ant Holandesas	25.000	<b>40%</b>	2012	[ 151 ]
Candelaria	Chile	45.000	<b>45%</b>	2012	[ 176 ]
Cap Djinet	Argelia	100.000	<b>45%</b>	2012	[ 145 ]
Teclém-Hounaine	Argelia	200.000	<b>45%</b>	2012	[ 150 ]
Victoria - Melbourne	Australia	450.000	<b>46%</b>	2012	[ 148 ]
Adelaida	Australia	300.000	<b>48%</b>	2012	[ 183 ]
Al Dur	Oman	218.000	<b>40%</b>	2011	[ 94 ]
Caofeidian	China	50.000	<b>45%</b>	2011	[ 184 ]
Fouka	Argelia	120.000	<b>45%</b>	2011	[ 182 ]
Mostaganem	Argelia	200.000	<b>45%</b>	2011	[ 145 ]
Tiemcen Souk Tlata	Argelia	200.000	<b>45%</b>	2011	[ 182 ]
Southern	Australia	306.000	<b>46%</b>	2011	[ 185 ]
Kaust	Arabia Saudí	40.000	<b>38%</b>	2010	[ 94 ]
Hamriyah	EAU	90.920	<b>40%</b>	2010	[ 195 ]
Hadera	Israel	347.942	<b>41%</b>	2010	[ 158 ]
Sydney	Australia	250.000	<b>45%</b>	2010	[ 158 ]
Beni Saf	Argelia	200.000	<b>47%</b>	2010	[ 149 ]
Sharm El-Sheikh	Egypt	18.000	<b>30%</b>	2009	[ 186 ]
Rabigh	Arabia Saudi	192.000	<b>40%</b>	2009	[ 187 ]
Jeddah III	Arabia Saudi	240.000	<b>40%</b>	2009	[ 156 ]

## PLANTAS DESALADORAS EN EL MUNDO

Nombre	País	Producción (m <sup>3</sup> /día)	Conversion	Año	Fuente
Sur	Oman	80.000	<b>40%</b>	2009	[ 188 ]
North Side Water	Islas Cayman	9.000	<b>42%</b>	2009	[ 158 ]
Tianjin	China	100.000	<b>43%</b>	2009	[ 184 ]
Point Lisas	Trinidad	151.400	<b>50%</b>	2009	[ 152 ]
Barka II	Oman	123.500	<b>39%</b>	2008	[ 146 ]
Shoiba Barge	Arabia Saudí	52.000	<b>40%</b>	2008	[ 189 ]
Shuwaikh	Kuwait	136.380	<b>40%</b>	2008	[ 156 ]
Gold Coast	Australia	125.000	<b>41%</b>	2008	[ 159 ]
Hamma	Argelia	200.000	<b>42%</b>	2008	[ 194 ]
Layyah, Sharjah	EAU	30.000	<b>42%</b>	2008	[ ]
Skikda	Argelia	100.000	<b>45%</b>	2008	[ 176 ]
Shuaibah	Arabia Saudí	150.020	<b>39%</b>	2007	[ 156 ]
Al-Zawrah I	EAU	27.300	<b>40%</b>	2007	[ ]
Tampa Bay, Florida	USA	108.820	<b>42%</b>	2007	[ 157 ]
PowerSeraya	Singapur	10.000	<b>42%</b>	2007	[ 157 ]
Honaine	Argelia	200.000	<b>45%</b>	2007	[ 150 ]
Madinat Yanbu Al-Sinaiyah	Arabia Saudí	50.400	<b>39%</b>	2006	[ 144 ]
Blue Hills, Nassau	Bahamas	27.252	<b>43%</b>	2006	[ 157 ]
Palmachin	Israel	110.000	<b>42-49%</b>	2007	[ 193 ]
Antofagasta	Chile	52.000	<b>48%</b>	2006	[ 145 ]
Los Cabos	Mexico	22.000	<b>49%</b>	2006	[ 145 ]
Tuas I	Singapur	136.000	<b>39%</b>	2005	[ 153 ]
Tanjung Jati	Indonesia	10.900	<b>40%</b>	2005	[ 190 ]
Ashkelon	Israel	330.000	<b>41%</b>	2005	[ 153 ]
Perth	Australia	143.700	<b>43%</b>	2005	[ 157 ]
Minera Escondida I	Chile	40.000	<b>50%</b>	2005	[ 151 ]
Fukuoka	Japón	50.000	<b>57%</b>	2005	[ 126 ]
Fujairah I	EAU	170.470	<b>43%</b>	2001	[ 153 ]
Arica	Chile	18.000	<b>48%</b>	1998	[ 145 ]
Dhekelia	Chipre	60.000	<b>50%</b>	1997	[ 191 ]
Eilat	Israel	20.000	<b>50%</b>	1997	[ 164 ]
Pembroke II	Malta	8.800	<b>45%</b>	1994	[ 146 ]
Pembroke I	Malta	17.600	<b>45%</b>	1991	[ 146 ]
Cirkewwa	Malta	18.600	<b>42%</b>	1989	[ 146 ]
Ghar Lapsi II	Malta	4.500	<b>33%</b>	1985	[ 146 ]
Ghar Lapsi I	Malta	20.000	<b>33%</b>	1983	[ 146 ]
Marsa Alam	Egipto	3.000	<b>30%</b>	--	[ 186 ]
Fujairah	EAU	4.500	<b>35%</b>	--	[ 186 ]
Ghallilah, Ras Al Khaimah	EAU	68.130	<b>40%</b>	--	[ 192 ]
Mundra (Coastal Gujarat)	India	25.200	<b>40%</b>	--	[ 192 ]