

ÍNDICE

1.	Antecedentes.....	4
1.1.	Antecedentes del TFG.....	5
1.2.	Normativa aplicable.....	6
2.	Objetivos y datos de partida del TFG	7
2.1.	Objetivo.....	7
2.2.	Características del agua producto	7
2.3.	Calidad del agua bruta de entrada a planta	8
3.	Introducción.....	8
3.1.	Distribución del agua en el mundo.....	8
3.2.	Demanda de los recursos hídricos en España	10
3.2.1.	Abastecimiento a la población	10
3.2.2.	Industria	11
3.2.3.	Agricultura	12
3.3.	La desalación como solución.....	12
3.3.1.	Historia de la desalación	13
3.3.2.	Desalación en el mundo.....	13
3.3.3.	Desalación en España.....	14
4.	Técnicas de desalación	14
4.1.	Procesos de evaporación	15
4.1.1.	Destilación súbita por efecto flash (MSF).....	15
4.1.2.	Proceso de evaporación multiefecto de tubos horizontales (HTME)	17
4.1.3.	Proceso de compresión de vapor mecánica/térmica	18
4.2.	Procesos de membrana	19
4.2.1.	Microfiltración (MF), Ultrafiltración (UF), Nanofiltración (NF).....	19
4.2.2.	Ósmosis inversa (OI)	21
4.2.3.	Electrodialisis (ED).....	23
4.3.	Otros procesos de desalación	24
4.3.1.	Intercambio iónico.....	24
4.4.	Comparación	25
4.5.	Conclusión.....	25
5.	Descripción general de la planta de Ósmosis Inversa	26

5.1.	Captación del agua de mar	27
5.1.1.	Torre de toma	28
5.1.2.	Inmisario submarino	29
5.1.3.	Cantara de captación	31
5.2.	Pretratamientos físicos	33
5.2.1.	Filtros de anillas	33
5.2.2.	Ultrafiltración	36
5.3.	Pretratamientos químicos.....	43
5.3.1.	Coagulación – Floculación	44
5.3.2.	Desinfección	48
5.3.3.	Regulación de pH	50
5.3.4.	Reducción	51
5.3.5.	Antiincrustantes.....	51
5.3.6.	Calculo de los reactivos empleados en el pretratamiento químico.....	53
5.4.	Filtros de cartucho	65
5.4.1.	Calculo de los filtros de cartucho	66
5.5.	Ósmosis inversa	68
5.5.1.	Factores que afectan al proceso de ósmosis inversa.....	69
5.5.2.	Elementos que conforman el sistema de ósmosis inversa.....	71
5.5.3.	Diseño de ósmosis inversa	72
5.6.	Sistema de recuperación de energía (ERI)	78
5.6.1.	Descripción del proceso del sistema ERI	79
5.6.2.	Diseño del proceso de ERI	80
5.7.	Remineralización del agua producto	81
5.7.1.	Lechos de calcita	82
5.7.2.	Diseño del proceso de remineralización	84
5.7.3.	Diseño del lecho.....	85
5.8.	Vertido	86
5.8.1.	Vertido de salmuera.....	86
5.8.2.	Otros vertidos	87
5.9.	Bombas y conducciones.....	87
5.9.1.	Bombas de captación	90
5.9.2.	Bombas de baja presión	93
5.9.3.	Bomba de alta presión (1º paso de ósmosis)	96

5.9.4.	Bomba Booster	98
5.9.5.	Bomba de alta presión (2º paso de ósmosis)	99
5.9.6.	Resumen de los bombeos	101
6.	Viabilidad económica	102
6.1.	Costes fijos	102
6.2.	Costes variables	104
6.3.	Resumen de los costes de explotación	106
6.4.	Coste del m ³ de agua	107
7.	Conclusiones	108
8.	Referencias Bibliográficas	109

1. Antecedentes

Los principales problemas existentes en cuanto a la escasez de agua son dos: por un lado la falta de precipitaciones en algunas zonas del planeta, generando así ciclos de sequía y la presión poblacional que demanda grandes cantidades de agua, ya sea para el regadío, industria, usos recreativos o para el consumo humano. Este cúmulo de circunstancias produce un déficit hídrico permanente, que se agrava en épocas de sequía.

Las necesidades de agua se están incrementando rápidamente y los recursos hídricos actuales puede que no cumplan todos los requisitos para abastecer a toda la población mundial en un futuro no muy lejano. En muchos lugares el agua ya no puede ser considerada como un recurso natural renovable, barato y fácilmente accesible.



Figura 1.1: El embalse de Contreras (Valencia) en el año 2006

La tendencia actual prevé que los habitantes urbanos aumenten alcanzando los 5 billones para 2030, sobre una población mundial de 8,1 billones. Esta tendencia obliga a las grandes urbes, situadas muchas en la franja costera, a crear infraestructuras para abastecer a la población. La demanda de agua es cada vez mayor porque cada vez son más los países que se desarrollan y más personas tienen acceso a un mayor nivel de vida, asociado a un mayor consumo de agua [9].

Los principales mecanismos para hacer frente a la escasez de recursos hídricos allí donde son insuficientes pasan por mejorar y optimizar los recursos ya existentes, implementando medidas de ahorro en el consumo, así como disminuir pérdidas en las redes de distribución, evitando pérdidas o despilfarros que existen por ejemplo en las canalizaciones de riego, o en las redes de abastecimiento.

Otra forma de hacer frente a esta escasez es mediante la depuración de aguas residuales y reutilización de estas tanto en la agricultura como en la industria, donde la demanda de agua es tan elevada. Y, como no, la generación de nuevos recursos hídricos, como puede ser la desalación de agua de mar, que permite incorporar como agua potable recursos antes no aprovechables de otro modo, como aguas salobres, de mar, etc.



Figura 1.2: Vista de la desaladora de Adelaide (Australia)

1.1. Antecedentes del TFG

El proyecto que se presenta a continuación, estará ubicado en la comarca de la Marina Baja en la zona norte de Alicante, correspondiente a la cuenca hidrográfica del río Júcar. Esta zona ha experimentado una creciente demanda de abastecimiento, principalmente en época estival y en las poblaciones costeras.

Las fuentes de suministro actuales presentan distintos orígenes: superficiales, subterráneos y, con carácter extraordinario, aportaciones externas. Pero la escasa pluviometría de la zona de estudio provoca una importante limitación en la generación de recursos naturales. Además, el aumento de la demanda urbana y la agricultura (base histórica de la economía de la zona) requieren grandes cantidades de agua, esto ha provocado una sobreexplotación de los acuíferos. Todo esto conlleva a la necesidad de incrementar la disponibilidad de nuevos recursos hídricos.

La construcción de una planta desaladora conseguirá paliar la escasez de recursos hídricos que está experimentando la zona. La planta desaladora estaría ubicada en el paraje El Cantalar (municipio de Mutxamel), para aportar un volumen de agua tratada de $60.600 \text{ m}^3/\text{d}$. Este volumen de agua podría servir para abastecer a una población de unas 400.000 personas, o contribuir a regar las más de 300.000 hectáreas de regadío de la cuenca hidrográfica del río Júcar, donde se sitúa el presente proyecto.

2. Objetivos y datos de partida del TFG

2.1. Objetivo

Los objetivos del siguiente proyecto son los siguientes:

- Simular (con el programa IMS Design de la empresa Hydranautics), el número de etapas y/o pasos, así como, el número y tipo de membranas necesarias para obtener 60.600 m³/día de agua producto, con las características óptimas (Tabla 2.1).
- Calcular los reactivos químicos anuales necesarios para el correcto funcionamiento de la planta.
- Calcular la energía demandada por todos los bombeos de la planta.
- Dimensionar los equipos necesarios para el pretratamiento físico, así como las torres de postratamiento.
- Dimensionar la torre de toma, el inmisario submarino de agua bruta y el emisario de salmuera para evacuar el agua de rechazo, así como, el resto de conducciones de la línea de tratamiento del agua.

2.2. Características del agua producto

Los requerimientos deseados para el agua producto a la salida de la planta se resumen en la Tabla 2.1:

Tabla 2.1: Requerimientos del agua producto

Boro – B (ppm)	0,5
Cloruros – Cl (ppm)	50
Sólidos totales disueltos (ppm)	300
pH	7,8 – 8,5
Índice de Langelier	0 ± 0,5
Dureza - como CaCO₃ (ppm)	80 – 120
Turbidez - NTU	0,5

El diseño de la planta se hará en función de la cantidad de boro en el agua producto, no superando una concentración de 0,5 ppm y los 300 ppm de sólidos totales disueltos (TDS). Si bien Real Decreto 140/2003 no es tan restrictivo con algunas de estas sustancias o parámetros, (por ejemplo en la cantidad de Boro 1,0 mg/l), se ha optado por ser más restrictivo con estos parámetros y así obtener un mejor agua para el consumo humano y para el regadío.

El boro se encuentra en el agua de mar en una concentración aproximada de 4.6 ppm. Se encuentra como componente de dos moléculas hidratadas, el B(OH)₃ trigonal y el B(OH)₄ tetraédrico que se mantienen en equilibrio iónico. La proporción de las dos formas depende del pH del agua del mar, el equilibrio entre las concentraciones de estas formas se encuentra en un pH entre 8.7 y 8.8, predominando en medios más básicos la forma tetraédrica y en medios más ácidos la forma trigonal.

Hay dos razones fundamentales para controlar y limitar la concentración del boro en el agua:

- La toxicidad por boro puede causar erupciones en la piel, náuseas, vómito, diarrea, dolores abdominales y de cabeza. Además de una bajada de la presión arterial y cambios metabólicos en la sangre (acidosis).
- Una presencia excesiva de boro en el agua de riego puede causar daños en cosechas y plantas. A pesar de que el boro es un elemento traza vital para el crecimiento de las plantas y se suministra por medio de los fertilizantes, puede resultar muy perjudicial en concentraciones mayores.

2.3. Calidad del agua bruta de entrada a planta

La analítica del agua de mar utilizada para el diseño de la planta es el siguiente:

Tabla 2.2: Analítica del agua de mar Mediterráneo

Sólidos disueltos – 180°C (ppm)	39785	Hierro – Fe (µg/l)	31
Cloruros – Cl (ppm)	21980,4	Cobre – Cu (µg/l)	20
Nitratos – NO ₃ (ppm)	< 1	Manganeso – Mn (µg/l)	< 3
Fluoruros – F (ppm)	1,5	Bario – Ba (µg/l)	6
Bicarbonato – HCO ₃ (ppm)	170	Aluminio – Al (µg/l)	20
Sulfatos – SO ₄ (ppm)	3.056	Zinc – Zn (µg/l)	16
Bromuros – Br (ppm)	89	Estroncio – Sr (µg/l)	6.362
Amonio – NH ₄ (ppm)	0,12	Alcalinidad como CaCO ₃ (ppm)	134
Sodio – Na (ppm)	12349,5	Dureza como CaCO ₃ (ppm)	7.270,70
Potasio – K (ppm)	420	Dióxido de silicio – SiO ₂ (ppm)	1
Calcio – Ca (ppm)	450	Turbidez – NTU	< 5
Magnesio – Mg (ppm)	1.400	SDI (15 min)	> 6,5
Boro – B (ppm)	5	pH	8,1 – 8,2
Fosfatos – PO ₄ (ppm)	0,01	Temperatura	14-26

3. Introducción

3.1. Distribución del agua en el mundo

El agua es un recurso necesario para el desarrollo de la vida y un derecho para cualquier habitante del planeta, así como necesaria para numerosas actividades humanas. El problema es que el agua es un recurso escaso y por ello debe gestionarse de forma sostenible, por lo que es necesario desarrollar sistemas que permitan un mejor aprovechamiento del agua que existe en nuestro planeta.



Figura 3.1: Distribución del agua dulce y salada

El agua es abundante en nuestra planeta ya que cubre las tres cuartas partes de la superficie terrestre pero aproximadamente el 97% es agua salada, haciendo que no sirva para usos agrícolas, industriales o humanos. El resto es agua dulce, pero una 68,9% de esta, está en forma de hielo permanentemente (imposible usarla), el resto del agua disponible, cerca del 30% son aguas subterráneas y el 0,3% se encuentra en ríos, lagos, embalses, etc.

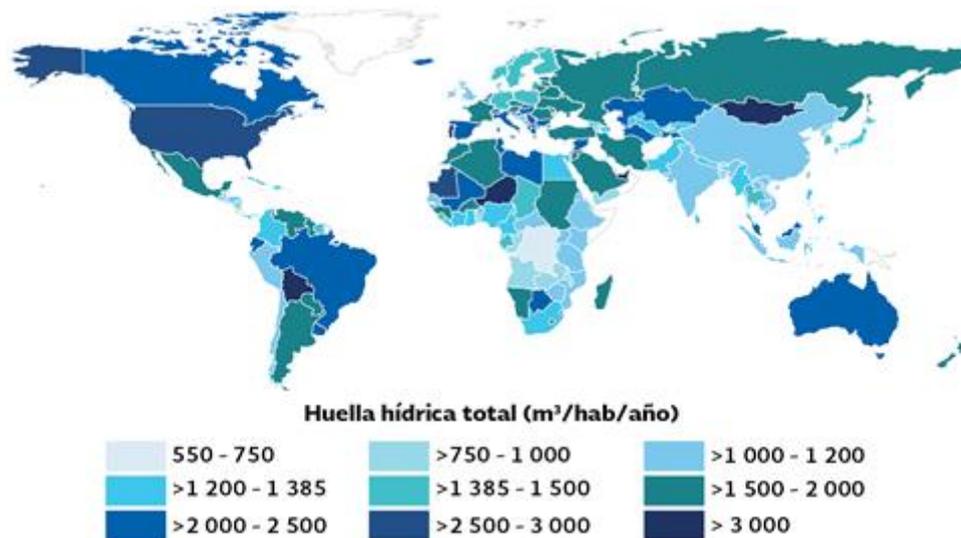


Figura 3.2: Mapa de la huella hídrica total per cápita en año 2011

El agua supone una limitación para el desarrollo de la actividad humana, en la agricultura, la industria y como no, en el desarrollo de las poblaciones. Pero la distribución de los recursos hídricos a lo largo del planeta no está equitativamente repartida o no tiene la calidad necesaria para el consumo humano. Actualmente 26 países en el mundo sufren problemas de escasez (unos 300 millones de personas), y la previsión para el año 2050 es que sean 66 países los afectados por esta escasez. El país con las mayores reservas hídricas del mundo es Brasil, seguido de Canadá y Rusia y los que menos son los países de Oriente Medio como Kuwait, Qatar o Bahréin.

3.2. Demanda de los recursos hídricos en España

España es un país con fuertes contrastes geográficos y climáticos que condicionan la disponibilidad y distribución de los recursos hídricos. Existe un gran gradiente geográfico entre las áreas con abundante recursos del norte y noroeste, y las áreas secas del sur y del este. En la Figura 3.3 se muestran las escorrentías medias anuales entre los años 1940/41 y 1995/96, donde se puede apreciar la marcada diferencia de recursos hídricos entre la región noroeste y sureste de la península [15].

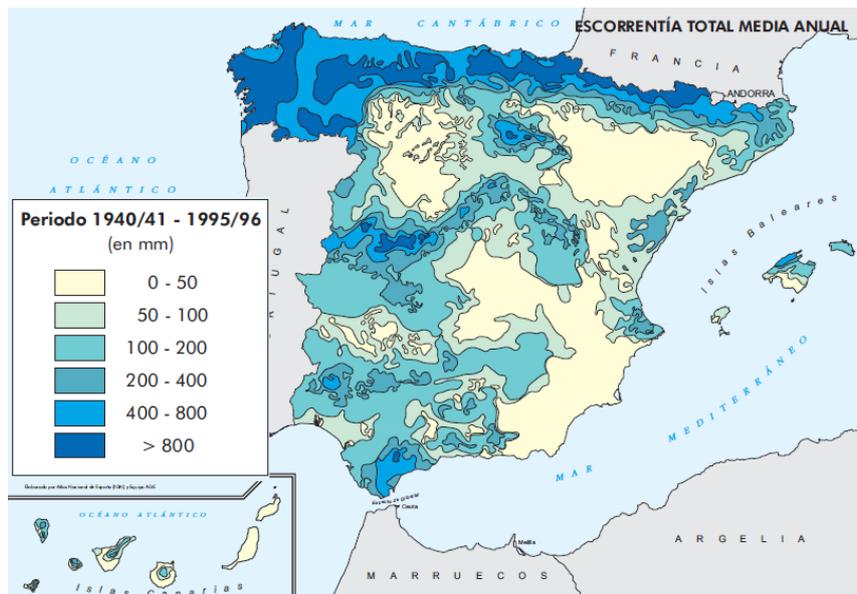


Figura 3.3: Mapa de España de las escorrentías medias anuales entre 1940/41 – 1995/96 [11]

Principalmente los tres tipos de usos del agua son el abastecimiento a la población, industria y agricultura. Cada tipo de demanda requiere unas características diferentes en cuanto a sus requerimientos tanto a nivel cualitativo como cuantitativo, así como su distribución espacial, su evolución previsible a lo largo del año, y las modalidades de uso a las que dan lugar.

3.2.1. Abastecimiento a la población

Esta demanda incluye el agua destinada tanto a asentamientos urbanos como rurales, además de las industrias allí localizadas. Esta agua representa aproximadamente un 15% de la demanda anual en la península Ibérica. Cabe señalar que una proporción alta de las cantidades extraídas de agua para este uso retorna al ciclo hidrológico, aproximadamente un 80%.

La distribución geográfica de la población sigue una pauta muy marcada de concentración en la periferia litoral, con grandes vacíos interiores solo interrumpidos por el área metropolitana de Madrid, el valle del Guadalquivir y algunas áreas centrales del valle del Ebro. La concentración de la población afecta sobre todo a la zona del mar Mediterráneo.

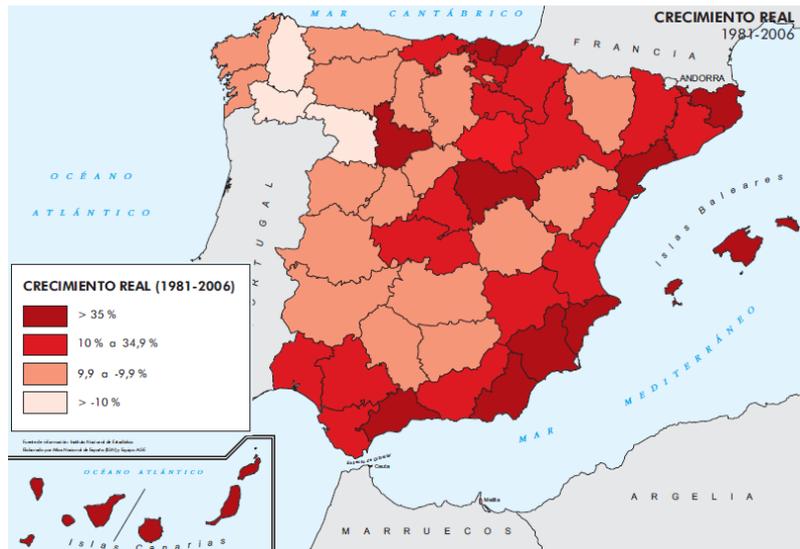


Figura 3.4: Mapa de España del crecimiento de la población entre 1981 – 2006 [10]

En España, paradójicamente, las áreas con mayor déficit hidrológico son las que mayor concentración urbana tienen, y las que están experimentando un fuerte desarrollo turístico. Como ocurre en toda la zona del Mediterráneo.

3.2.2. Industria

El volumen de agua destinado a usos industriales se estima en torno a un 5% de los consumos totales, de los cuales un 80% retorna al ciclo hidrológico. La distribución espacial del consumo de energía refleja la intensidad de la actividad económica y el tipo de empresas y sectores que predominan en cada territorio. Como indica la Figura 3.5, que refleja el consumo eléctrico en España tiene bastantes semejanzas con el de la distribución espacial de la industria.

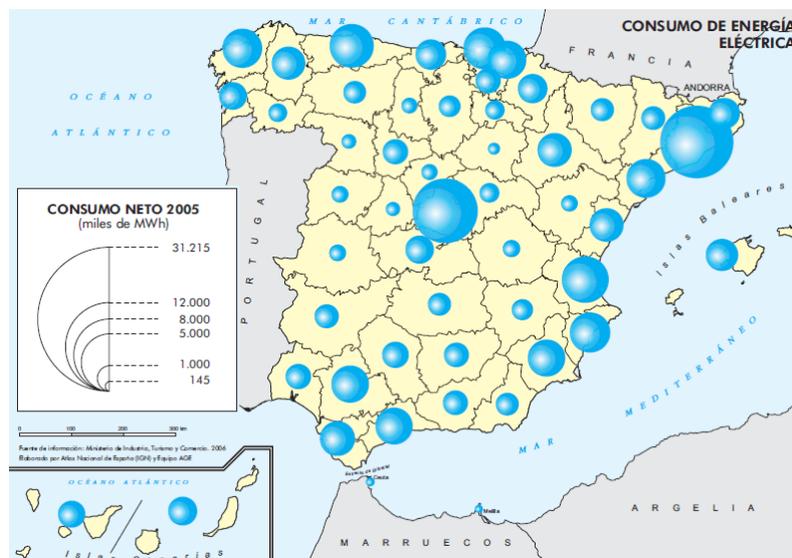


Figura 3.5: Mapa de España del consumo de energía eléctrica en MWh en el año 2005 [13]

La distribución geográfica de la actividad industrial muestra pautas análogas a las de la población, los niveles más altos están en Madrid, Barcelona y las provincias localizadas en los ejes del Ebro y del Cantábrico y el Mediterráneo, con una mayor concentración en el litoral mediterráneo oriental.

3.2.3. Agricultura

El regadío es el principal uso del agua en España, con una demanda hídrica que representa casi el 80% del total de la demanda total. Estos recursos riegan 3,4 millones de hectáreas, lo que supone un 18% del área cultivada. En la Figura 3.6 se muestra la distribución de las áreas regadas según el origen del agua (subterránea, superficial o mixta). Una vez más se pone de manifiesto, que las comunidades que menos recursos hídricos poseen, son las que más hectáreas de regadío tienen, produciéndose una sobreexplotación del agua, o en muchos casos siendo necesaria la inversión en tecnología para poder obtener el agua para el riego (desaladoras, reutilización de aguas residuales...etc.), siendo en el norte, las zonas donde menos importancia tiene el regadío.



Figura 3.6: Mapa de España de la distribución de las áreas regadas y el origen de esas aguas [12]

3.3. La desalación como solución

Dado que los recursos hídricos son limitados, las tecnologías basadas en la desalinización de agua de mar, así como el bombeo de agua a distancia, pueden paliar de alguna forma la demanda de agua que existe actualmente, sobre todo en zonas áridas o aisladas del planeta que necesitan de fuentes externas de agua para su desarrollo.

Por ello, allí donde no llueve y se dispone de agua de mar, se podría considerar la construcción de desalinizadoras eficientes para aumentar los recursos hídricos en esa zona en concreto.

Potenciando también la generación de energía eléctrica ya que la desalación es un proceso que supone un alto consumo de energía eléctrica.

3.3.1. Historia de la desalación

Algunas de las primeras apariciones de la desalación en la historia datan de experimentos de manos de Aristóteles y otros genios de la antigua Grecia. La destilación y la filtración a través de depósitos de tierra eran la solución que estas mentes brillantes aportaron en su época para obtener agua potable a partir de agua de mar.

A partir del siglo XVI, ya los barcos utilizaban la desalación para obtener agua potable durante las largas travesías para garantizar la seguridad del suministro y así disponer de más espacio para el transporte de personas y mercancía. Con la navegación a vapor se incorporaron rudimentarios evaporadores en los navíos, que no eran más que alambiques puestos en serie que evaporaban agua de mar para su futuro consumo.

La desalación tal y como ahora la entendemos dio comienzo en los años 50 cuando los evaporadores citados anteriormente se pasaron a tierra para poder desalar algunas zonas costeras donde y era imposible obtenerla por otros medios.

En el año 1960, en la Universidad de California, se produjo la primera membrana de osmosis inversa sintética y funcional, hecha de acetato de celulosa. Esta membrana fue capaz de rechazar sales y permitir el paso de agua a través de ella con un flujo razonable y presiones elevadas [1].

3.3.2. Desalación en el mundo

En la década de los 60 se producían alrededor de 8.000 metros cúbicos de agua desalada en el mundo, desalada mediante procesos térmicos. Fue a partir de los años 70, con la comercialización de los procesos de membrana tales como electrodiálisis y ósmosis inversa, cuando la desalación empezó a crecer de forma exponencial.

Durante los años 80 las tecnologías de desalación tuvieron un importante empuje comercial. La tecnología se benefició de la experiencia alcanzada con las plantas que habían sido construidas y operadas en las décadas anteriores. En los 90 la tecnología de desalación se convirtió en un recurso común en el abastecimiento de agua.

La desalación está creciendo tan rápido que es más que seguro que jugará un papel fundamental en el abastecimiento de agua en los próximos años. Este crecimiento se da con mayor fuerza en los países con una baja disponibilidad de acceso a recursos hídricos y tenderá a acentuarse en los próximos años.

Respecto a la cantidad de agua desalada producida por países, cabe señalar que los mayores porcentajes los presentan aquellos países que presentan un gran déficit hídrico y a su vez disponen de agua de mar relativamente cerca, como son la región de Oriente Medio que tiene el mayor número de plantas, seguida por el Mediterráneo, América y Asia.

3.3.3. Desalación en España

España es un país con un grave desequilibrio de los recursos hídricos entre la zona norte y sur de la península, esto sumado a los consumos soportados por zonas con agricultura intensiva de regadío y a los elevados consumos de las infraestructuras turísticas, que consumen más agua en verano cuando se producen menos precipitaciones, hacen que sea necesario recurrir a la desalación para cubrir la demanda de agua.

En España la desalación queda prácticamente reducida al Levante español, Murcia, Andalucía, los dos archipiélagos (Baleares y Canarias) y Ceuta y Melilla. El principal uso del agua desalada es el abastecimiento urbano (59%), seguido del agrícola (22%) y por último el industrial (19%), tal y como se muestra en la Figura 3.7.

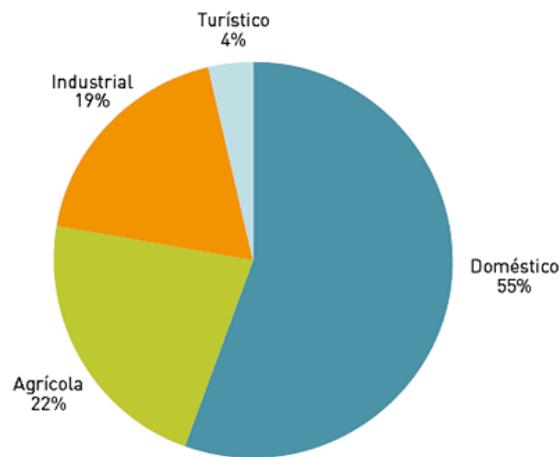


Figura 3.7: Porcentajes de los usos del agua desalada en España año 2005 [7]

En España, la desalación se incorporó relativamente pronto cuando en el año 1965 se instaló la primera planta desaladora de agua de mar en la isla de Lanzarote por iniciativa de una empresa privada. La administración española vio que la desalación de las aguas de mar podría ser la solución de muchas de las carencias de recursos naturales que tenía nuestro país, por lo que desde comienzo de los años 70 empezó a instalar plantas desaladoras.

4. Técnicas de desalación

A la hora de diseñar una planta desaladora, es especialmente importante, elegir la técnica de separación más adecuada para separar las sales del agua de mar. Esto dependerá fundamentalmente del caudal a tratar, de la disponibilidad de energía, de la zona dónde nos encontremos, etc. En función de la tecnología de proceso adoptada los pretratamientos y postratamientos variarán en función de las necesidades de las características técnicas del agua para cada tecnología [16].

Hoy en día, no todas estas tecnologías tienen una aplicación industrial, ya sea para consumo humano o industrial, debido a su limitado rendimiento o alto coste energético y/o económico.

La destilación solar, por ejemplo, es adecuada para pequeñas comunidades en regiones áridas, pero es poco rentable a nivel industrial. Por otro lado algunas de las técnicas evaporación, que fueron las primeras en utilizarse, han quedado obsoletas. Otras, como las técnicas basadas en congelación, todavía se encuentran en fase de planta piloto, por lo que harán falta unos años hasta que se consigan rendimientos aceptables para su aplicación industrial.

Tabla 4.1: Técnicas de desalación y procesos en que se basan[]

	ENERGÍA	PROCESO	TECNOLOGÍA
CAMBIO DE FASE	<i>Térmica</i>	<i>Evaporación</i>	<i>Compresión térmica de vapor</i>
			<i>Destilación por múltiple efecto</i>
			<i>Destilación súbita (flash)</i>
			<i>Destilación solar</i>
		Filtración y Evaporación	Destilación con membranas
		Cristalización	Congelación Formación de hidratos
	<i>Mecánica</i>	<i>Evaporación</i>	<i>Compresión mecánica de vapor</i>
SIN CAMBIO DE FASE		Filtración	Ósmosis Inversa
	Eléctrica	Filtración selectiva	Electrodialisis
	Química	Intercambio	Intercambio iónico

Así pues, las tecnologías que hoy en día podemos considerar viables se dividen principalmente en dos grandes grupos, los procesos de evaporación, donde encontraríamos la evaporación multiefecto de tubos horizontales (HTME), el proceso de evaporación súbita por efecto flash (MSF), los procesos de compresión (VC y VCT) y los procesos de membrana donde estarían englobadas, la ósmosis inversa (OI), la electrodiálisis (ED) y diversos sistemas de filtración (Microfiltración, Nanofiltración y Ultrafiltración).

4.1. Procesos de evaporación

4.1.1. Destilación súbita por efecto flash (MSF)

La idea de este proceso es destilar agua de mar y condensar el vapor obtenido, recuperando el calor latente para calentar más agua de mar que, posteriormente, se evaporará posteriormente.

Si la transmisión de calor fuese con área infinita y si utilizásemos un número infinito de etapas y no se produjesen pérdidas, no sería necesario aportar más calor y el proceso se mantendría por sí solo, pero como esto no es así, es necesario aportar energía tanto para iniciar el proceso como para su mantenimiento.

Como se aprecia en la Figura 4.1, este sistema consta de tres secciones, la sección de rechazo, la sección de recuperación de calor y la sección de recalentamiento de salmuera.

En la primera sección, la del recalentador, la salmuera se encuentra a la máxima temperatura admisible. Cuando esta agua entra en el evaporador (por la parte inferior), se encuentra con una presión inferior a la correspondiente a saturación para esa temperatura, por lo que el agua se evapora de manera instantánea. Debemos considerar que al ser una evaporación tan súbita este vapor ha de pasar por unos demisters (mallas separadores de gotas) para eliminar las gotas de salmuera que hayan podido ser arrastradas. Una vez atravesados estos elementos, el vapor se condensará en la parte exterior de los tubos situados en la parte superior de la cámara, recogiendo el condensado en unas bandejas.

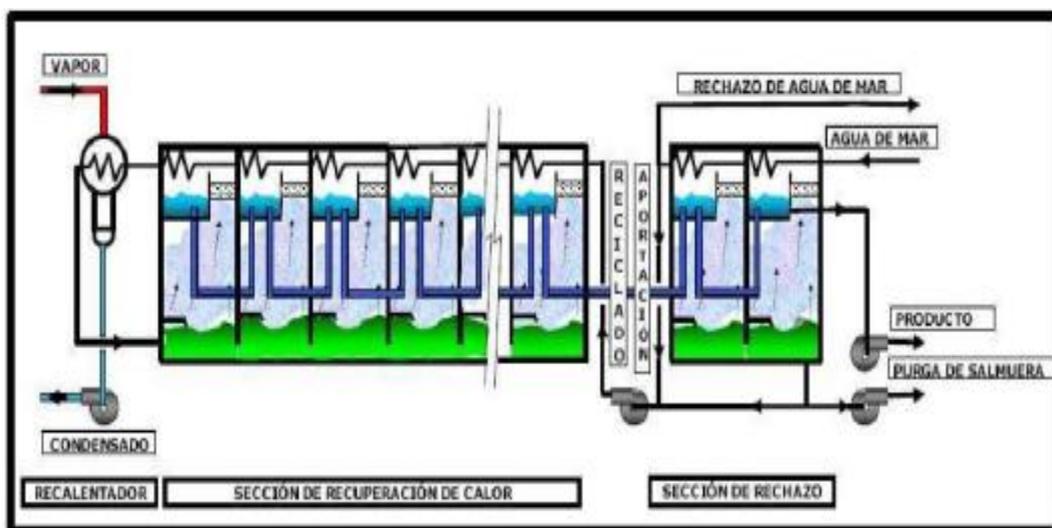


Figura 4.1: Diagrama de proceso de destilación por efecto flash

Así pues, la salmuera sobrante de esta primera etapa pasa a la parte inferior de la segunda etapa, encontrándose de nuevo con una presión inferior al de saturación con la temperatura que lleva, repitiéndose el ciclo ya explicado de evaporación y condensación sucesivamente hasta llegar a la última etapa.

Debido al contenido en aire y gases del agua de mar y a que estos no son eliminados completamente en el pretratamiento al que se somete, y por otra parte, a que gran número de etapas trabajan en condiciones de vacío, por lo que normalmente hay entrada de aire desde el exterior por los poros, bridas, equipo, etc. Así que es necesario extraer dichos gases incondensables para evitar que se acumulen en el interior del evaporador haciéndole perder rendimiento. Para ello se instala un equipo de vacío y una red de venteos de las etapas.

El agua acumulada en las bandejas de condensado de la última etapa corresponden al producto obtenido del proceso, agua destilada.

Este, es el proceso más ampliamente utilizado en el mundo, sobre todo en Oriente Medio aunque cada vez se usa más la osmosis inversa.

Esto se debe a varias razones:

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

Sin embargo el MSF tiene un gran inconveniente, y es que su alto consumo específico de energía necesaria para producir un metro cúbico de agua es de los más altos.

4.1.2. Proceso de evaporación multiefecto de tubos horizontales (HTME)

La idea de este proceso, al igual que todos los procesos basados en la destilación, consiste en evaporar agua de mar, condensar el vapor obtenido y recuperar el calor latente de condensación del vapor para calentar más agua de mar que volverá a ser evaporada.

En este caso, el proceso se divide en dos secciones, el condensador, que se corresponde con el punto más frío del ciclo, y los efectos, siendo el primero de estos dónde se encuentra el foco caliente del ciclo térmico.

Así, el vapor aportado como fuente energética se condensa en el interior de los tubos al hacer pasar agua fría por el exterior, que a su vez se evaporará en parte. El vapor producido pasa por unos “demisters” para separar las gotas de salmuera arrastradas, entrando en los tubos del siguiente efecto dónde se condensará, evaporando a su vez de nuevo el agua fría de mar rociada por el exterior de los tubos.

En definitiva, el vapor producido en cada efecto procede de la evaporación por desequilibrio térmico entre efectos, y por la condensación de vapor en el interior de los tubos, proceso que se va repitiendo de efecto en efecto, como se puede apreciar en la Figura 4.2, reduciéndose cada vez más la temperatura a la que tiene lugar y por tanto, disminuyendo así mismo la presión correspondiente en el interior de cada efecto, hasta llegar al último que es el condensador final.

En este último condensador se utiliza un gran volumen de agua para condensar el vapor, por lo que no se alcanza la temperatura suficiente para producir vapor, sino que únicamente se calienta el agua de mar. Esta, se divide en dos, una parte la aportación, volverá al ciclo, y otra se devolverá al mar como agua de rechazo. La aportación irá calentándose a través de unos cambiadores de calor que utilizan el vapor producido en los efectos, hasta llegar al primer efecto.

El vapor condensado en el primer efecto se devuelve al ciclo externo del que procede, ya que es el condensado del vapor motriz. El condensado del segundo y siguientes es el producto, que

se va haciendo circular de un efecto a otro poniéndose en contacto, sucesivamente, con presiones más bajas, de modo que una parte de este producto se evapora para equilibrar las presiones y las temperaturas.

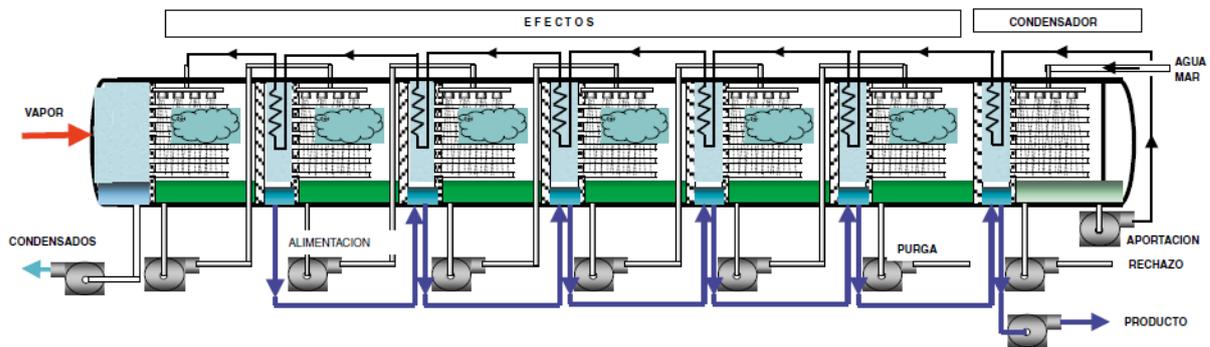


Figura 4.2: Esquema de funcionamiento de la evaporación multiefecto

Al igual que el proceso anterior, también será necesario realizar una purga de salmuera en el último efecto para mantener el equilibrio salino en el evaporador, ya que gran parte del agua de la salmuera ha sido evaporado.

4.1.3. Proceso de compresión de vapor mecánica/térmica

Como se puede apreciar en la Figura 4.3 una planta de este tipo consta de tres secciones importantes: un compresor o un eyector, un evaporador que puede ser de una o varias etapas, y un intercambiador de calor líquido/líquido.

En este proceso, la energía necesaria para evaporar el agua proviene de la compresión suministrada al vapor, en lugar de la energía calorífica del vapor suministrado por la caldera. Esta compresión puede ser de origen mecánico (VC) o térmico (VCT), y suelen utilizarse para plantas de pequeño y mediano tamaño.

En el proceso de compresión mecánica de vapor, el agua de mar, se hace pasar por el intercambiador donde se calienta. Esta agua de mar calentada se mezcla con una parte de la salmuera y forma la alimentación, que es bombeada al interior del evaporador y rociada sobre los tubos del condensador mediante toberas. Esta alimentación se calienta hasta alcanzar la temperatura de saturación (T_{sat}), correspondiente a la presión en el interior del evaporador, donde una parte se evapora.

El vapor formado pasa a través de unas mallas separadoras de gotas (demisters), entra en la aspiración del compresor que lo comprime hasta alcanzar la presión P_2 convirtiéndose en vapor recalentado. Este vapor es introducido en el interior de los tubos del evaporador, donde primero pierde su calor sensible y después se condensa, cediendo el calor a la alimentación. El producto es extraído con una bomba y dado que aun lleva calor es enfriado en el intercambiador de placas, calentando el agua de mar que se incorpora al ciclo. La salmuera que nos e ha evaporado, cae al fondo del evaporador donde se extrae mediante una bomba.

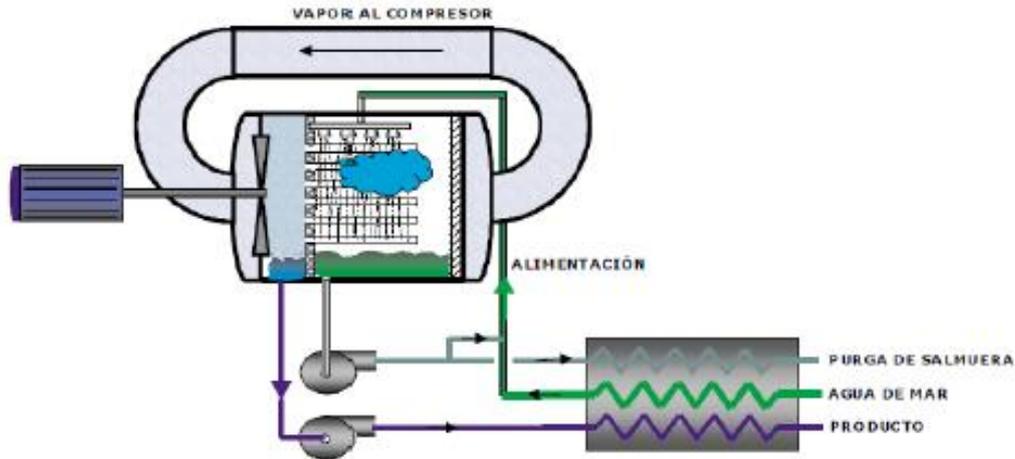


Figura 4.3: Esquema de funcionamiento de la compresión de vapor

El sistema de compresión térmica (TVC) crea un chorro de vapor a través de un orificio tipo Venturi y extrae el vapor de agua del recipiente creando un vacío en él. El vapor extraído es comprimido por el termocompresor (eyector). Esta mezcla se condensa en la pared de los tubos, suministrando energía térmica (calor de condensación) para evaporar el agua de mar al aplicarla en la otra cara de la pared de los tubos del recipiente.

4.2. Procesos de membrana

4.2.1. Microfiltración (MF), Ultrafiltración (UF), Nanofiltración (NF)

Las técnicas de filtración, consisten en la aplicación de tecnologías de membrana con un determinado tamaño de poro, entre las que se encuentran la microfiltración (MF), ultrafiltración (UF) y la nanofiltración (NF) como se muestra en la Figura 4.4.

La **Microfiltración (MF)** fue una de las primeras tecnologías de membrana utilizadas. En sus inicios se utilizaba para el tratamiento de aguas superficiales urbanas destinadas a consumo humano. El objetivo era la eliminación o reducción de protozoos (*Cryptosporidium* y *Giardia* principalmente), de la turbidez, del color, de diversas algas, de bacterias y en algunos casos de virus ligados a partículas, utilizando un tamaño de poro de 0,1 a 0,2 μm . Hoy en día no se utiliza prácticamente en la producción de agua de consumo humano, pero sí en pretratamientos de desalación por membranas de ósmosis inversa, permite reducir su atascamiento.

La **Ultrafiltración (UF)** es el proceso de membrana que se encuentra entre la microfiltración y la nanofiltración, con un tamaño de poro comprendido entre 0,1 y 0,001 μm .

Al igual que la técnica anterior, es capaz de eliminar una serie de sustancias y coloides del agua, pero no es capaz de eliminar ni moléculas de pequeño tamaño, ni iones polivalentes, ni sales y solutos de bajo peso molecular, además de lo expuesto en la microfiltración. No obstante, más que utilizarse como un proceso de desalación, se utiliza en los procesos previos

a la ósmosis inversa de tal forma que el proceso de ósmosis inversa sea más fácil, rápido y “limpio”.

La **Nanofiltración (NF)** se sitúa entre la ultrafiltración y la ósmosis inversa. Puede considerarse como una ultrafiltración de tamaño de poro de un nanómetro ($0,001 \mu\text{m}$). Como característica diferencial del proceso de ósmosis inversa, cabe destacar que los iones divalentes (90 - 98%) son rechazados más selectivamente que los monovalentes (50% -75%), siendo sus características más destacadas esta capacidad selectiva de iones y su funcionamiento a menor presión. Así pues, esta técnica es ampliamente utilizada, principalmente para eliminar de las aguas superficiales las sustancias orgánicas antropogénicas, tales como plaguicidas, materia orgánica de origen natural (ácidos húmicos), la dureza total y el sulfato de calcio.

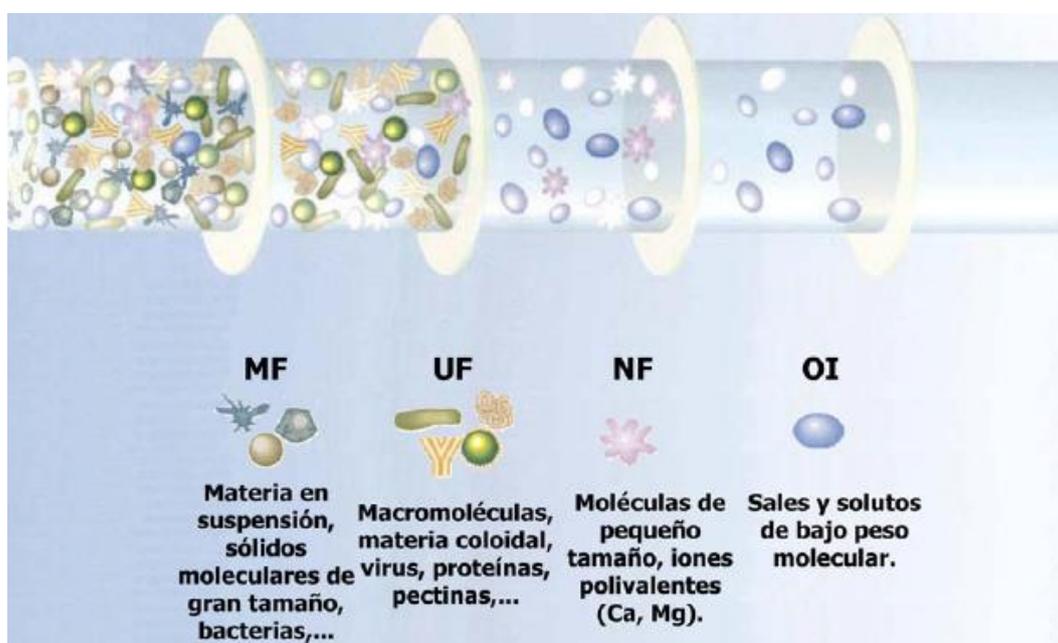


Figura 4.4: Diferencia de filtración entre los procesos basados en membrana

A parte de esta utilización, también es utilizada en los procesos de desalación por evaporación con objeto de reducir el contenido de sulfatos y carbonatos de calcio, para facilitar la elevación de la temperatura máxima de funcionamiento y evitar así la precipitación de estas sales. No se utiliza como técnica principal en los procesos de desalación de agua de mar ya que no tiene un gran efecto sobre los iones monovalentes. Cabe destacar que, al igual que la ósmosis inversa, la nanofiltración requiere de un pretratamiento del agua de aportación para evitar el atascamiento de las membranas por partículas coloidales y por precipitación química sobre ellas.

4.2.2. Ósmosis inversa (OI)

La ósmosis es un fenómeno que ocurre de forma natural, cuando el agua fluye a través de una membrana semipermeable desde una disolución de menor concentración hasta otra de mayor concentración en sales.

En un sistema de osmosis, este intentará alcanzar el equilibrio, es decir, alcanzar la misma concentración a ambos lados de la membrana. El flujo de agua desde la solución más diluida hacia la más concentrada se detendrá cuando se alcance un equilibrio entre ambas concentraciones. La fuerza que provoca ese movimiento se conoce como *presión osmótica* y está relacionada con la concentración de sales en el interior de ambas soluciones.

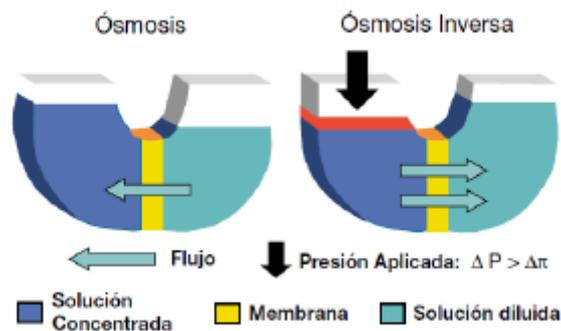


Figura 4.5: Diferencia en el funcionamiento de la ósmosis y la ósmosis inversa

La ósmosis inversa consiste en invertir este proceso aplicando una presión superior a la presión osmótica correspondiente en el lado de la solución más concentrada, como se muestra en la Figura 4.5. Con esto se consigue que la dirección del flujo del agua vaya del lado de la solución más concentrada a la solución más diluida. La parte que ha atravesado la membrana se conoce como permeado y la que no consigue atravesar la membrana es conocida como rechazo o concentrado.

La cantidad de permeado dependerá de la diferencia de presiones aplicada a la membrana, sus propiedades y la concentración del agua bruta. La calidad del agua permeada suele estar en torno a los 300 - 500 ppm de TDS.

Las fórmulas usadas en los cálculos de ósmosis inversa están basadas en el modelo de solución-difusión a través de la membrana, en donde habrá un paso de un flujo de sales, J_s , y un flujo de agua, J_w .

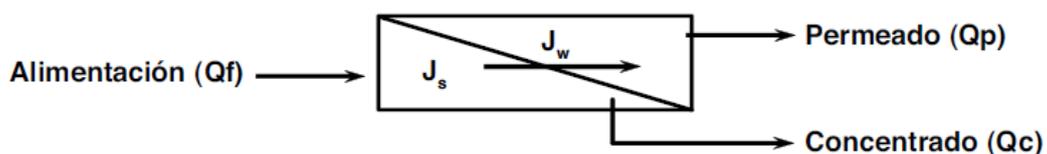


Figura 4.6: Diagrama de flujo de la ósmosis inversa

La ecuación de difusión del flujo de agua, o solvente, es la siguiente:

$$J_w = A \times (\Delta P - \Delta \pi)$$

Dónde:

J_w : Flujo de agua en L/m²/h

A : Coeficiente de permeabilidad de la membrana en L/m²/bar

ΔP : Presión diferencial transmembrana en bar

$\Delta \pi$: Presión osmótica diferencial en bar

El factor A es característico de cada membrana y depende de varios factores como, el espesor y material de la membrana, la temperatura, la presión, el pH, el factor de conversión y la concentración salina de la disolución.

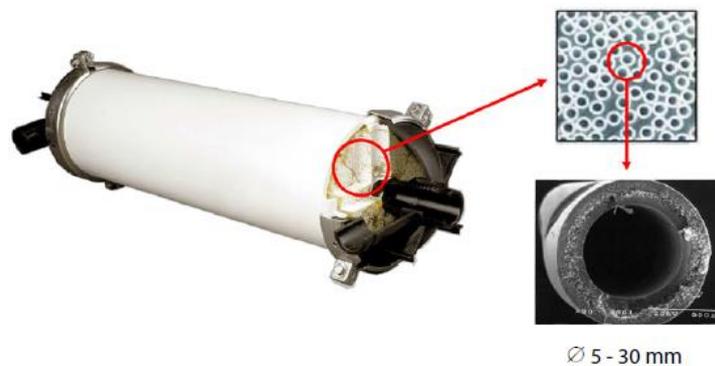


Figura 4.7: Detalle de una membrana de OI de fibra hueca

Una membrana para realizar la osmosis inversa debe resistir presiones mucho mayores a la diferencia de presión osmótica de ambas soluciones. Por ejemplo un agua bruta de 35.000 ppm de TDS (como la del agua de mar) a 25 °C tiene una presión osmótica de alrededor de 25 Bar, pero son necesarios hasta 70 Bar para obtener permeado. Además las membranas deben de ser permeables al agua para permitir el flujo y rechazar un porcentaje elevado de sales. Sin embargo no se puede considerar la OI como un proceso de filtración normal, ya que tan sólo una parte del agua bruta de alimentación pasa realmente a través de la membrana, a diferencia de un proceso de filtración que lo haría en su totalidad.

El proceso de ósmosis inversa es tan simple que a priori solo son necesarias las membranas que filtren el contenido salino y el equipo presurizador. Pero una planta de OI es mucho más compleja que una agrupación de módulos y una o varias bombas, ya que las membranas son elementos muy sensibles y dado que deben tener unos poros suficientemente pequeños para permitir la separaciones a nivel iónico son también muy sensibles al ensuciamiento, por lo que deben tomarse precauciones especiales para evitar que esto se produzca. Por ello necesitan un pretratamiento intensivo mucho mayor que en los procesos de destilación.

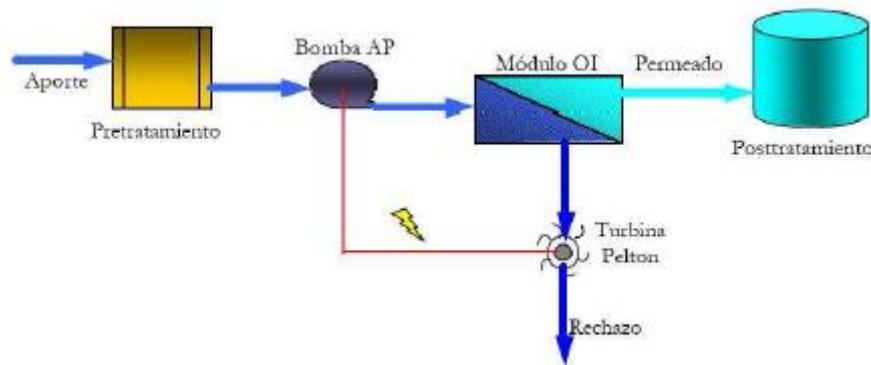


Figura 4.8: Esquema básico de los elementos de una planta de ósmosis inversa

Pese a que este proceso es más sensible que los equipos de destilación, principalmente debido a la suciedad acumulada en las membranas, y que el agua obtenida tiene una mayor salinidad que la obtenida por destilación, es el proceso de desalinización más utilizado en nuestro país, imponiéndose a otras técnicas debido a que:

- El consumo eléctrico específico es menor que el de otras técnicas de desalinización, además la se puede reutilizar parte energía de la salmuera rechazada que se encuentra a alta presión.
- Mayor adaptabilidad de la planta a la demanda de agua.
- La inversión inicial es menor respecto a otras técnicas.
- El coste energético, a diferencia de en otras técnicas, depende de la concentración del agua bruta, por lo que también pueden resultar interesantes para el tratamiento de aguas urbanas.

4.2.3. Electrodialisis (ED)

La electrodialisis (ED) es un proceso electroquímico utilizado para la desalación de agua con una alta concentración de sales disueltas. Su funcionamiento se basa en la transferencia de iones disueltos desde el agua de aportación a otra solución donde se concentran al pasar a través de membranas selectivas de cationes o aniones al aplicar un campo eléctrico, tal y como puede observarse en el siguiente esquema.

Por tanto, en este proceso no se transporta el agua a tratar o solvente, sino que son las propias sales o iones los que atravesarán las membranas semipermeables, que permiten selectivamente el paso de Na^+ o de Cl^- . Los iones positivos (cationes) migraran hacia el electorado negativo (cátodo), mientras que los iones negativos (aniones) lo harán hacia el lado positivo (ánodo). Este proceso consigue que el agua contenida en el centro de la celda electrolítica se desalinice progresivamente, siendo en la salmuera donde se acumulen la mayoría de las sales. Parte de esta salmuera puede recircularse mezclándose con el agua de mar para reducir las aguas de desecho, lo que produce un aumento de la salinidad inicial por lo que poder ser necesario tratar el agua para evitar incrustaciones.

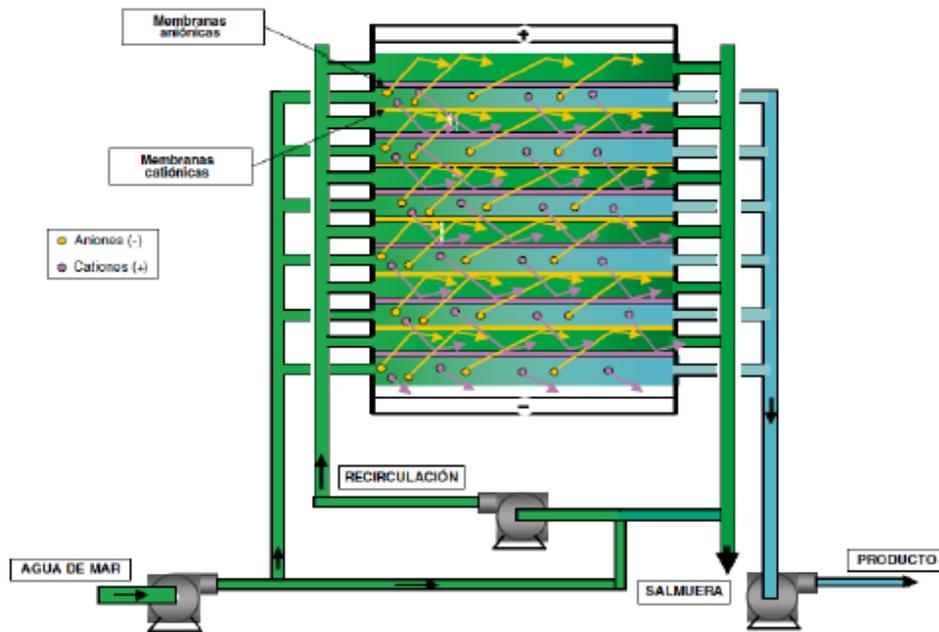


Figura 4.9: Esquema del funcionamiento de la desalación por electrodiálisis

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

4.3. Otros procesos de desalación

4.3.1. Intercambio iónico

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

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

Este proceso tiene una implantación industrial muy profunda en las plantas de tratamiento de aguas para el ciclo de vapor de centrales térmicas.

4.4. Comparación

Una vez expuestas las principales técnicas de desalación utilizadas a nivel industrial, debemos elegir la técnica más adecuada para nuestra situación. Como las técnicas de filtración de microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración, no son capaces de eliminar los iones monovalentes, se descartan ya que no son útiles para desalinizar agua de mar para consumo humano. Aunque la técnica de ultrafiltración será utilizada como pretratamiento a las membranas de ósmosis. La técnica de intercambio iónico, tampoco es de gran utilidad para el tratamiento de agua de mar para consumo humano por lo que también se desecha esta técnica. De igual modo, la electrodiálisis tampoco es una técnica adecuada para el tratamiento de agua de mar como agua de consumo. Luego las técnicas que comparamos para la elección de la técnica más adecuada serán:

- Proceso de evaporación instantánea multietapa (MSF)
- Proceso de evaporación multiefecto tubos horizontales (HTME)
- Proceso de compresión mecánica/térmica de vapor (VC) y (VCT)
- Ósmosis Inversa (OI)

Para ello, a continuación se expone, en una tabla comparativa, las características más importantes de cada una de ellas:

Tabla 4.2: Comparativa de los distintos métodos de desalación

Características	MSF	MED-TVC	CV	OI	ED
Tipo energía	Térmica	Térmica	Eléctrica	Eléctrica	Eléctrica
Consumo energético primario (kJ/kg)	Alto (>200)	Alto/medio (150-200)	Medio (100-150)	Bajo (<80)	Bajo (<30)
Costo instalaciones	Alto	Alto/medio	Alto	Medio	Medio
Capacidad producción (m ³ /día)	Alta (>50 000)	Media (<20 000)	Baja (<5 000)	Alta (>50 000)	Media (<30 000)
Posibilidad de ampliación	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil	Fácil
Fiabilidad de operación	Alta	Media	Baja	Alta	Alta
Desalación agua de mar	Sí	Sí	Sí	Sí	No
Calidad del agua desalada (ppm)	Alta (<50)	Alta (<50)	Alta (<50)	Media (300-500)	Media (<300)
Superficie de terreno requerida para la instalación	Mucha	Media	Poca	Poca	Poca

4.5. Conclusión

Una vez analizadas las distintas técnicas de desalación de agua, llegamos a la conclusión que las mejores técnicas para desalar agua de mar son la MSF como técnica de destilación, y la ósmosis inversa como técnica de desalación por membranas, siendo las únicas capaces de producir grandes cantidades de agua desalinizada (60.600 m³/día).

Aunque la calidad del agua destilada por destilación súbita por efecto flash sea mejor que la tratada por ósmosis inversa en cuanto a su calidad, la osmosis inversa opera dentro de unos

valores de consumo de energía y calidad de agua desalada que son aceptables para nuestro fin.

La ósmosis inversa presenta una mayor versatilidad a la hora de construir la planta, pudiendo construirse plantas de menor tamaño y posteriormente ir ampliándolas con un coste aceptable. También es posible implantar sistemas de recuperación de energía que reducirían este gasto energético.

Por todo ello la solución adoptada como técnica principal en el proceso de desalación, será la ósmosis inversa.

5. Descripción general de la planta de Ósmosis Inversa

La instalación se ha simulado para que el consumo tanto energético, productos químicos así como de agua bruta sea el mínimo posible, teniendo en cuenta el caudal y la calidad del agua producto deseado.

Desde la cántara de captación, el agua bruta es captada mediante una torre de toma abierta en el lecho marino y es conducida a una cámara de captación que se encuentra en la línea de costa mediante un emisario submarino, una vez aquí el agua se divide en dos trenes que trabajaran de manera paralela y simultánea, haciendo la planta más versátil frente a posibles incidentes.

El agua será bombeada por 4 bombas sumergibles, 2 para cada conducción. Estas bombas de gran potencia serán las encargadas de impulsar el agua hasta la planta y una vez allí de impulsar el agua a través de los filtros de anillas y las membranas de ultrafiltración hasta llegar a un depósito intermedio previo a la ósmosis inversa. Ambas tecnologías conforman el pretratamiento físico del agua, su objetivo es eliminar sólidos en suspensión mejorando así la calidad del agua producto y garantizando la protección de las membranas de ósmosis inversa.

Al mismo tiempo, se lleva a cabo el pretratamiento químico en línea, mediante la dosificación de distintos compuestos, estos tienen como finalidad garantizar una mejor calidad en el agua de aporte, mejorar la explotación del sistema y proteger tanto las membranas de ultrafiltración como las de ósmosis inversa. De este modo se dosificara hipoclorito sódico en la torre de captación y antes del paso por los filtros de anillas, para desinfectar y reducir riesgos derivados de la presencia de microorganismo, cloruro férrico como coagulante y ácido sulfúrico para mejorar la actividad de los distintos reactivos. Por últimos se dosificara bisulfito sódico justo antes del paso del agua por las membranas de ósmosis para eliminar la presencia de cloro o de otros oxidantes que puedan dañar estas membranas.

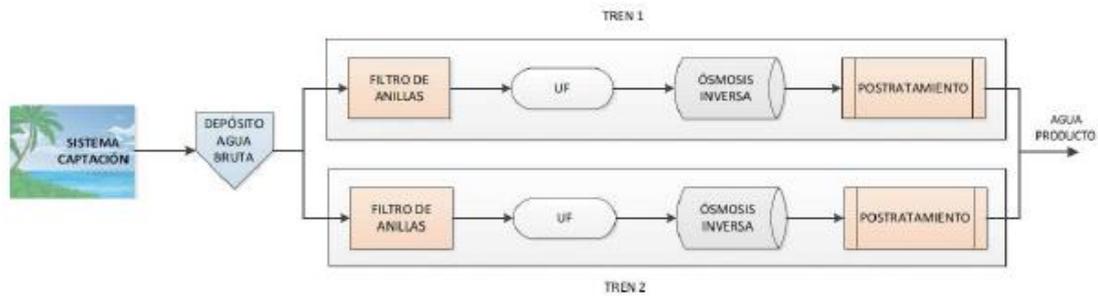


Figura 5.1: Esquema general de la planta

Una vez finalizado el pretratamiento, mediante un bombeo de alta presión de hasta 62 Bar, se impulsara el agua a través de los bastidores de ósmosis inversa. El proceso de ósmosis inversa consta de 1 línea por cada tren, para el primer paso, donde se instalara un sistema de recuperación de energía tipo ERI (Energy Recovery Inc.) y un segundo paso que consta también de 1 línea por tren, haciendo una producción de agua producto de $30.300 \text{ m}^3/\text{h}$ por cada línea y $60.600 \text{ m}^3/\text{h}$ para toda la planta. Ambos pasos están separados por un depósito intermedio.

El permeado o agua producto es finalmente tratada por un proceso de remineralización que consiste en corregir tanto el pH como el equilibrio cálcico-carbónico, dosificando CaCO_3 y CO_2 , para así cumplir la normativa aplicable y garantizar su calidad para su uso tanto como agua potable y de riego.

El agua de rechazo o salmuera es conducida a través de un emisario submarino y devuelta al mar mediante un sistema de difusores para facilitar su dispersión por el medio marino.

5.1. Captación del agua de mar

La captación en una instalación desaladora tiene cinco objetivos fundamentales:

- Garantizar el caudal de agua de mar necesario para la producción prevista.
- Garantizar la mayor calidad posible en el agua captada, asegurando que los valores de todos los parámetros físicos, químicos y biológicos se mantengan por debajo de los límites admisibles en el pretratamiento.
- Minimizar la variación de sus características fisicoquímicas y biológicas, dado que cuanto más constantes sean, más fácil de operar y mantener es la instalación.
- Garantizar el mínimo impacto físico y medio ambiental de la captación, ya que un diseño inadecuado de la misma puede provocar la inmovilización de organismos marinos en las rejillas o el arrastre de los mismos hasta los equipos de bombeo.
- Asegurar el menor coste posible de la planta tanto en inversión como en explotación. La captación es determinante no sólo por la obra en sí misma, cuyo valor queda determinado fundamentalmente por la distancia existente entre la toma y la planta, sino también porque la calidad del agua captada condiciona el pretratamiento.

5.1.1. Torre de toma

La captación se realizará mediante una torre de toma abierta construida en hormigón, básicamente la torre de toma cuenta con unas ventanas circulares con rejas de polietileno o acero inoxidable, para evitar la entrada de peces, sedimentos y sólidos en suspensión, de una conexión con el inmisario y una boca ubicada en la parte superior para labores de mantenimiento e inspección interior.

Esta estructura estará ubicada en un fondo rocoso o de arenas gruesas, para minimizar la entrada de sustancias sedimentables. La torre se situara a una profundidad de unos 15 metros y a una distancia de la costa de unos 600 metros. La distancia y profundidad de la instalación dependerá en gran medida de la calidad del agua a captar, de los condicionantes medioambientales, de los condicionantes geotécnicos, del clima marítimo y por supuesto de los costes, ya que a mayor profundidad y separación de la costa más elevados serán los costes. La torre se ha diseñado de forma que las líneas de corriente de agua captada sean horizontales y de esta manera evitar la inmovilización y reducir el arrastre de peces. La velocidad de aproximación será menor de 0,20 m/s, y en flujo laminar.



Figura 5.2: Ejemplo de torre de toma

A la estructura se le suele dar un tratamiento con pinturas antifouling, adiciones de hipoclorito y aire comprimido, para evitar incrustaciones. La adicción de hipoclorito, generalmente en choques, mantendrá la entrada limpia y evitará incrustaciones en la estructura y en el inmisario [2].

5.1.1.1. Calculo de la torre de toma

La torre de toma deberá ser capaz de captar el caudal necesario para la planta desaladora, asegurando el caudal estimado para las membranas de ósmosis, incluidas las pérdidas procedentes de los filtros de anillas y la ultrafiltración y teniendo en cuenta que la planta consta de dos trenes paralelos.

Suponiendo que el caudal de cálculo es de 150417,06 m³/día (1,741 m³/s) para toda la planta y que la torre de captación constará con 6 ventanas circulares para la entrada del agua, con un caudal unitario para cada una de ellas de 0,2902 m³/s y no superando los 0,20 m/s para evitar el arrastre de peces, procederemos a calcular el diámetro de las ventanas:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{0,2902 \frac{m^3}{s}}{0,20 \frac{m}{s}} \rightarrow \phi = 1,359 \text{ m} \approx \mathbf{1,400 \text{ m}}$$

Por lo tanto la estructura constará de 6 ventanas de 1,400 m de diámetro que permitirá un caudal de 150417,20 m³/día.

5.1.2. Inmisario submarino

Una vez el agua entre a la torre de toma, esta será conducida hasta la costa a través de un inmisario de salmuera de gran diámetro que alimentara la cántara de captación.

El inmisario será de polietileno de alta densidad (PEAD), como el que se muestra en la Figura 5.3, este material presenta una gran resistencia a la corrosión, una gran flexibilidad y la dificultad para ser colonizado por poblaciones marinas. Esta conducción que va desde la torre de toma hasta la cantara de captación irá lastrada al fondo marino, siendo necesario para la transición tierra-mar una perforación para conectarla con la cantara de captación que se encontrará por debajo del nivel del mar. Este sistema no genera afecciones sobre los ecosistemas marinos, pero si en los fondos, donde se crea una barrera artificial en el transporte de arenas.

Para su sujeción al fondo se utilizarán lastres de hormigón armado. La tipología y forma de los lastres varía en función de las características del fondo, así para fondos arenosos pueden ser circulares, o de fondo plano, y por exigencias ambientales en zonas de pradera de posidonia oceánica, se diseñan con apoyos pequeños y sobre elevados para que el tubo no descansa sobre la planta y la afección sea mínima.

Además, en el interior de este inmisario se dispondrá una tubería de pequeño diámetro que dosificara en choques (5 ppm), a la entrada del mismo, una solución de NaClO. De esta forma evitaremos crecimientos microbiológicos en los equipos, así como el asentamiento de la fauna y flora de la zona.



Figura 5.3: Inmisario submarino con lastre de hormigón

5.1.2.1. Calculo del inmisario submarino

El inmisario submarino, con una longitud de 600 metros, será capaz de transportar el agua procedente de la torre de toma y llevarlo hasta la cantara de captación donde será bombeado hasta la planta. El caudal de cálculo es de 150417,20 m³/día (1,741 m³/s) y la velocidad no superará los 1,6 m/s, por lo que procederemos a calcular el diámetro de la conducción:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{1,741 \frac{m^3}{s}}{1,6 \frac{m}{s}} \rightarrow \phi = 1,177 \text{ m} \approx \mathbf{1,200 \text{ m}}$$

- Para un diámetro de 1,200 m, calcularemos el número adimensional de Reynolds:

$$Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} = \frac{1,741 \frac{m^3}{s} \cdot 4}{1,2 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s} \cdot \pi \cdot 1,200 \text{ m}} = \mathbf{1539381,97}$$

- Como ya hemos comentado el inmisario submarino será una conducción de PEAD, cuyo coeficiente de rozamiento es de 0,0015 mm y tendrá un diámetro de 1200 mm, calcularemos la rugosidad relativa de la conducción:

$$K = \frac{\varepsilon}{\phi} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{1200 \text{ mm}} = \mathbf{0,0000125}$$

- Mediante estos dos valores y usando el ábaco de Moody calcularemos el coeficiente de rozamiento que nos servirá para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción:

$$\left. \begin{aligned} Re &= \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \theta} \\ K &= \frac{\varepsilon}{\varnothing} \end{aligned} \right\} f = 0,011$$

- Para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción usaremos la siguiente expresión:

$$h_r = 0,0826 \cdot f \cdot L \cdot \frac{Q^2}{\varnothing^5} = 0,0826 \cdot 0,011 \cdot 600 \cdot \frac{1,741^2}{1,2^5} = 0,665 \text{ m}$$

Estas serán las pérdidas de carga que se generan en el interior del inmisario debidas a la conducción.

5.1.3. Cántara de captación

La cántara de captación estará construida en hormigón armado cerca de la línea de costa, está almacenará el agua de mar hasta su bombeo a planta y estará excavada a una profundidad suficiente para que se mantenga el nivel de agua mientras bombeamos el agua hasta la planta.

La cántara constar de dos cámaras, la cámara de bombeo, donde se instalaran las bombas sumergibles, que serán las encargadas de bombear el agua hasta la planta y la cámara de captación donde se realizara un primer tamizado del agua bruta.



Figura 5.4: Cántara de captación antes de su llenado con agua de mar

La entrada de agua del inmisario a la cámara de captación no se producirá de forma brusca, sino que la desembocadura de la tubería se irá ensanchando con una abertura de 45°. Esta cámara estará separada de la cámara de bombeo por varias rejillas que actuarán de pretamizado. Primero se instalarán unos barrotes de desbaste fabricados en hormigón con una luz de 20 - 25 cm, seguido se instalarán unas rejillas extraíbles fabricadas en plástico con una luz de 10 - 15 cm y finalmente se instalarán unos filtros de cadena autolimpiables doble flujo que eliminarán las impurezas de tamaño mayor a 1mm. Por lo tanto la configuración de la cántara quedará como se muestra en la Figura 5.5.

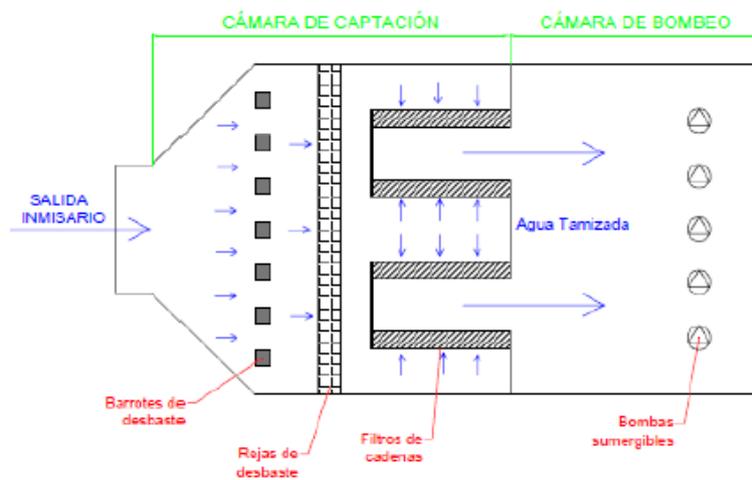


Figura 5.5: Esquema de la cántara de captación

5.1.3.1. Cálculos de la cántara de captación

La cota de entrada se diseñada teniendo en cuenta las pérdidas de carga del inmisario (0,665 mca) y las pérdidas de carga generadas por los filtros de rejillas (1 mca).

$$H_C = 0,665 + 1 = 1,665 \text{ mca} \approx \mathbf{2,00 \text{ mca}} \text{ (sobredimensionado)}$$

Así pues, el nivel de la cántara de captación se encontrará a un máximo de 2 metros por debajo del nivel del mar. Por ello, para asegurarnos el suministro de agua bruta, instalaremos la base de la cántara a unos 3 metros bajo el nivel del mar en marea baja, lo que supone una altura a planta de unos **16 metros**, teniendo en cuenta que la planta se encuentra elevada a 13 metros sobre el nivel del mar.

5.2. Pretratamientos físicos

5.2.1. Filtros de anillas

Los filtros de anillas se instalan a modo de prefiltración protectora de las membranas de ultrafiltración, eliminando todas aquellas partículas sólidas en suspensión con diámetro superior a 100 μm . Los sistemas de filtración por anillas no eliminan prácticamente turbidez y no realizan una filtración en profundidad, por lo que solo deben emplearse en sistemas con pretratamiento de microfiltración o ultrafiltración.

El método de filtrado por anillas incorpora en su interior anillas para realizar la función de filtrado. Estas anillas son de material plástico y se disponen en un cilindro o cartucho, insertadas en el interior del filtro, colocadas todas en la misma orientación y compactadas, de manera que crean un entrelazado con una luz de paso determinada, por donde el agua con partículas en suspensión pasa a través de ellas desde el exterior del cilindro hacia el interior, quedando así retenidas dichas partículas, obteniendo de esta manera la calidad de filtración deseada.

Durante el proceso de filtración, el agua fluye desde el colector de entrada hasta el filtro, a través de las válvulas de entrada y una vez filtrada pasa al colector de salida donde se dirige al siguiente pretratamiento.



Figura 5.6: Esquema de un filtro de anillas

5.2.1.1. Cálculos de los filtros anillas

El agua producto, tras ser bombeada desde la cantara de captación hasta la cabecera de la planta, empezará los pretratamientos tanto físicos como químicos, hasta convertirse en agua adecuada para el consumo humano según el Real Decreto 140/2003. Como ya ocurrió en la cantara de captación, la planta estará dividida en 2 trenes para facilitar los procesos que se llevan a cabo. El caudal de trabajo para los filtros de anillas por tren será de **75968,20 m³/día**.

Para la realización de esta primera filtración, se propone el módulo de filtros de anillas del modelo Apolo Twin 4" L.C.E. de la marca SKS [20], fabricado en plástico, con sistema de lavado automático y un radio de filtración de 100 μm cuyas características técnicas se podrán ver en el Anexo I.



Figura 5.7: Batería de filtro de anillas del modelo Apolo Twin

De las diferentes configuraciones de filtros que nos propone la empresa suministradora, se optará por la batería de 6 filtros, por ser la que más se adecua a nuestras necesidades. El modelo SKS Apolo de 6 filtros consta de un colector central de 10" en polipropileno que distribuye el agua uniformemente sobre los 6 filtros. El agua filtrada por cada uno de los filtros es recogida por el colector de salida de 10" también fabricado en polipropileno al igual que los filtros y las anillas. Cada filtro consta de 107 boquillas de succión de 2 mm por espina para captar y retener grandes cantidades de sólidos.

Tabla 5.1: Características de baterías de los filtros anillas del modelo Apolo Twin[Filtros]

	Batería de 3 filtros	Batería de 4 filtros	Batería de 5 filtros	Batería de 6 filtros	Batería de 7 filtros	Batería de 8 filtros
Presión máxima	6 bar					
Presión mínima de contralavado	1,5 bar					
Caudal máximo recomendado: • Mesh 40-120 (400-130 micras) • Mesh 140 (100 micras)	225 m³/h 215 m³/h	300 m³/h 290 m³/h	375 m³/h 360 m³/h	450 m³/h 430 m³/h	525 m³/h 505 m³/h	600 m³/h 580 m³/h
Superficie de filtración	15.720 cm²	20.960 cm²	26.200 cm²	31.440 cm²	36.680 cm²	41.920 cm²
Volumen de filtración	18.852 cm³	25.136 cm³	31.420 cm³	37.704 cm³	43.988 cm³	50.272 cm³
Caudal de contralavado	48 m³/h					
Volumen de contralavado	0,8 m³	1,0 m³	1,3 m³	1,6 m³	1,9 m³	2,1 m³
Longitud del sistema - L	1.450 mm	2.240 mm	2.740 mm	3.240 mm	3.740 mm	4.240 mm
Ancho del sistema - W	1.533 mm					
Anchura del sistema - H	1.699 mm	1.833 mm	1.833 mm	1.833 mm	1.930 mm	1.930 mm
Diámetro estándar	10"	10"	10"	10"	12"	12"

Las características de los filtros de anillas utilizados se muestran a continuación:

Tabla 5.2: Características de los filtros de anillas

Q entrada F. Anillas (m³/día)	75968,2
Q entrada F. Anillas (m³/hora)	3165,34
Modelo del filtro	Apolo Twin
Nº Filtros por bastidor	6
Flujo de diseño (m³/hora)	430
Nº Bastidores	7,36
Nº Bastidores adoptado	8 + 1
Nº Total de filtros	54
Área de filtrado (cm²/bastidor)	31440
Área de filtrado total (cm²)	188640
Perdidas de carga máxima (mca)	6

Así pues, utilizaremos el modelo de batería de 6 filtros de la marca SKS y modelo Apolo Twin, con una superficie filtrante de 31440 cm² y un caudal de trabajo de 430 m³/hora. Ya que nuestro caudal de trabajo es de 75968,2, debemos tener en constante funcionamiento 8 bastidores de este modelo de filtros más uno de reserva, haciendo un total de 54 filtros de anillas que ocupan una superficie de 188.640 cm².

Para el diseño de los filtros de anillas, se ha tenido en cuenta un porcentaje de pérdidas del 1%, garantizando así un caudal suficiente que tras pasar posteriormente por la ultrafiltración sea el adecuado para cumplir con los objetivos de producción de la planta.

5.2.1.2. Sistema de limpieza de los filtros de anillas

Los filtros de anillas, al igual que el resto de los elementos de filtrado, no deben generar grandes pérdidas de carga, las pérdidas de carga con un filtro limpio serán del orden de 3 mca. Cuando la suciedad retenida en las anillas produzca una pérdida de carga en el filtro de 6 mca se iniciara el proceso de contralavado automático o bien después de un periodo estipulado.

Durante el contralavado, mediante un juego de válvulas, se invierte el sentido de flujo, permitiendo que el agua de salida filtrada entre desde la dirección opuesta. Esta contrapresión provoca que suba el pistón y libere así las anillas, la fuerza del agua provoca un rápido giro de las anillas separadas y elimina los sólidos retenidos, que se desalojan por el drenaje de vertido, al tiempo que se dirigen sobre los mismos chorros tangenciales de agua filtrada. Este proceso se realiza de forma secuencial filtro por filtro.

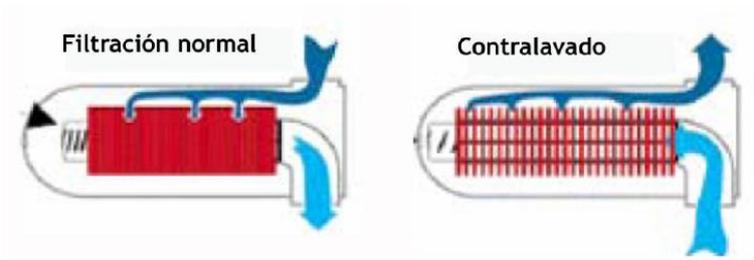


Figura 5.8: Esquema de funcionamiento de los filtros de anillas

A modo de prevención se dosificará periódicamente hipoclorito sódico en el agua de lavado para evitar la formación de biofilm sobre las anillas. La frecuencia de este tratamiento será variable en función del efecto de choque osmótico provocado por la salmuera del lavado sobre el biofilm que se pueda formar sobre las anillas. En caso de ser necesaria la dosificación de hipoclorito se adicionarán dosis puntuales de 10 ppm sobre el agua de lavado.

5.2.2. Ultrafiltración

La ultrafiltración, es el proceso principal del pretratamiento físico. Este es un proceso físico de separación de partículas mediante el paso de agua a través de una serie de membranas con un tamaño de poro comprendido entre 0,1 y 0,001 μm , con la cual se consigue eliminar materia en suspensión, macromoléculas de gran tamaño, materia coloidal y microorganismos. Pero esta técnica tiene sus limitaciones, y no es capaz de eliminar iones o materia disuelta como si ocurre en el caso de la ósmosis inversa. Su principal misión, es la protección de las membranas de ósmosis para que funcionen de manera adecuada el mayor tiempo posible [3].



Figura 5.9: Detalle de una instalación con módulos de ultrafiltración de la marca DOW^{TF} UF [Manual]

Se ha optado por este tipo de pretratamiento puesto que presenta una serie de ventajas respecto a los métodos convencionales:

- Ahorro en la superficie del pretratamiento físico.
- Mejora significativa de la calidad de agua producto, eliminando el 100% de los coloides.
- La calidad del agua producto es más estable independientemente de las variaciones en la calidad del agua de alimentación.
- Costes de operación menores que con los pretratamientos convencionales.
- Reducción en el consumo de reactivos químicos.
- Incremento en eficiencia de la ósmosis reduciendo costes de implantación y operación y sacando el máximo partido de las membranas de ósmosis.
- Reducción de la presión de trabajo (reduciendo costes derivados de bombeo) respecto a pretratamientos convencionales.

Las membranas de ultrafiltración por norma general están hechas de materiales de naturaleza orgánica como:

- Fluoruro de polivinilideno
- Poliamida
- Acetato de celulosa

Y estas suelen presentar tres configuraciones básicas que son:

- Fibra capilar
- Plana espiral
- Tubular o fibra hueca

En el caso que nos ocupa utilizaremos membranas del tipo fibra hueca de fluoruro de polivinilideno (H-PVDF) de doble pared. El carácter hidrofílico del polivinilideno reduce el ensuciamiento orgánico y la doble pared le aporta mayor robustez y menor tendencia a la rotura. Además, el PVDF posee una gran resistencia térmica, mecánica y química, especialmente a los oxidantes usados en los procesos de limpieza, lo que le convierte en un material ideal para el tratamiento de aguas de mar.

5.2.2.1. Cálculo del bastidor de ultrafiltración

Cada vez que se pone en marcha el sistema de ultrafiltración, será necesario llevar a cabo un enjuague para eliminar los productos químicos y el aire atrapado en los módulos. Este enjuague se realizará por la cara externa de las fibras, sin atravesarlas, por lo que no habrá producción de filtrado. Tras 2 o 3 minutos de enjuague se podrá operar en modo filtración.

Durante la etapa de filtración, el agua a tratar será bombeada a través de las membranas en sentido de fuera hacia dentro. El agua producto se recogerá por tanto en el interior de las fibras y abandonará el módulo a través del colector de permeado. Durante la etapa de

filtración el puerto de concentrado permanecerá cerrado por lo que los módulos trabajarán en modo de final ciego (el 100% de la alimentación se convertirá en filtrado).

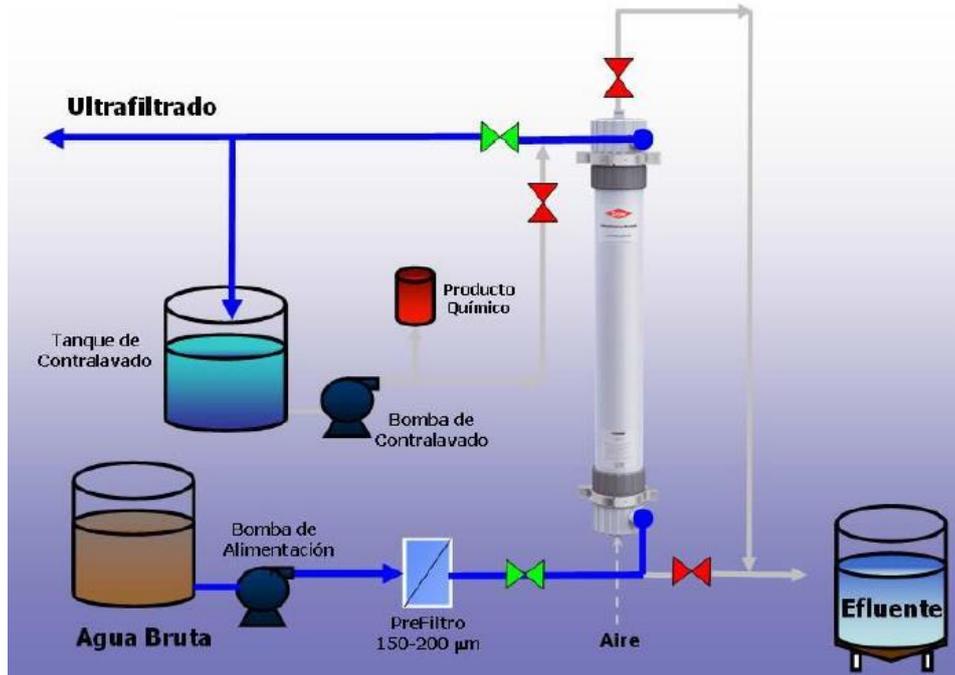


Figura 5.10: Esquema del modo de filtración

Los bastidores de ultrafiltración serán el modelo IntegraPac–IPD-77-L de la marca Dow cuyas características quedan reflejadas en el Anexo II y en la tabla 5.3. El diseño de los bastidores de ultrafiltración, se realiza teniendo en cuenta el máximo caudal necesario para la entrada de la ósmosis inversa por tren (71448,10 m³/día), más un caudal adicional que se usará en el lavado de las membranas de ultrafiltración, haciendo un total de 75208,52 m³/día. Este caudal, supondrá un 5% del caudal necesario para la ósmosis (3133,68 m³/día) y se almacenara en dos depósitos, uno por tren. Aparte de estos lavados periódicos con agua proveniente de la ultrafiltración, también será necesario una limpieza química periódica para restaurar las membranas que se explicará más adelante. El flujo de diseño deberá estar comprendido entre 40 - 120 L/m²·h.

Tabla 5.3: Características técnicas de los bastidores de ultrafiltración

No. of Modules	IntegraPac™ Skid	Membrane Area		Flow @65 l/mh (38 gfd)		Length (L)		Width		Height (H)		Weight, dry (incl. modules)		Weight, filled (incl. modules)		Hold-Up Volume	
		m ²	ft ²	m ³ /hr	gpm	mm	ft.	mm	ft.	mm	ft.	kg	lbs.	kg	lbs.	m ³	US gal
6	IPD-77-06	462	4974	30	132	1241	4.1	764	2.51	2875	9.43	496	1093	840	1852	0.32	84.0
8	IPD-77-08	616	6632	40	176	1604	5.3	764	2.51	2875	9.43	644	1420	1102	2429	0.42	112.0
10	IPD-77-10	770	8290	50	220	1967	6.5	764	2.51	2875	9.43	791	1744	1364	3007	0.53	140.0
12	IPD-77-12	924	9948	60	264	2330	7.6	764	2.51	2875	9.43	939	2070	1626	3585	0.64	168.0
14	IPD-77-14	1078	11606	70	309	2693	8.8	764	2.51	2875	9.43	1091	2405	1893	4173	0.74	196.0
16	IPD-77-16	1232	13264	80	353	3056	10.0	764	2.51	2875	9.43	1249	2754	2165	4773	0.85	224.0
18	IPD-77-18	1386	14922	90	397	3419	11.2	764	2.51	2875	9.43	1401	3089	2432	5362	0.95	252.0
20	IPD-77-20	1540	16580	100	441	3782	12.4	764	2.51	2875	9.43	1554	3426	2699	5950	1.06	280.0
22	IPD-77-22	1694	18238	110	485	4145	13.6	764	2.51	2875	9.43	1706	3761	2966	6539	1.17	308.0

- A continuación se detalla el cálculo de los bastidores de ultrafiltración y sus principales características que quedan reflejadas en la tabla 5.4:

$$\text{Area filtrado} = \frac{\text{Caudal tratamiento} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)}{\text{Flujo de filtrado} \left(\frac{\text{m}}{\text{h}}\right)} = \frac{3133,68 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)}{0,11 \left(\frac{\text{m}}{\text{h}}\right)} = \mathbf{28488 \text{ m}^2}$$

$$\text{N}^\circ \text{ Modulos} = \frac{\text{Area de filtrado}}{\text{Area de modulo}} = \frac{28488 \text{ (m}^2\text{)}}{77 \text{ (m}^2\text{)}} = 369,97 \approx \mathbf{396 \text{ modulos en total}}$$

$$\text{N}^\circ \text{ Bastidores} = \frac{\text{N}^\circ \text{ Modulos}}{\text{N}^\circ \text{ Modulos/bastidor}} = \frac{396}{22} = \mathbf{18 \text{ Bastidores}}$$

Tabla 5.4: Características de los bastidores de ultrafiltración adoptados

Q entrada UF m³/día	75208,52
Q entrada UF m³/hora	3133,68
Q lavado UF m³/día	3760,42
Q entrada ósmosis m³/día	71448,10
Modelo Membrana	SFX - 2280
Presión Max. Alimentación (Bar)	3
Presión Max. Transmembrana (Bar)	2,1
Flujo a 25 °C (L/m²·h)	40 - 120
Rango de temperatura °C	1 - 40
Rango de pH	2 - 11
Flujo de diseño (L/m²·h)	110
Superficie de membrana m²	77
Nº de módulos por bastidor	22
Área de filtrado	28488
Nº Módulos	369,97
Nº Bastidores	16,81
Nº Bastidores adoptado	18 + 3

5.2.2.2. Sistemas de limpieza del bastidor de ultrafiltración

A medida que el ciclo de ultrafiltración transcurre las fibras se van ensuciando por la acumulación de contaminantes presentes en la alimentación por lo que será necesario llevar a cabo un contralavado automático para mantener un caudal estable.

La secuencia de contralavado incluye una etapa previa de aireación donde aire a baja presión es introducido por una boquilla en la parte inferior del módulo, las burbujas de aire ascienden sacudiendo ligeramente las fibras contribuyendo a la eliminación de la suciedad depositada en la membrana. Esta etapa durara unos 20 segundos y el caudal de aire a aplicar será de 12 N.m³/h por cada módulo.

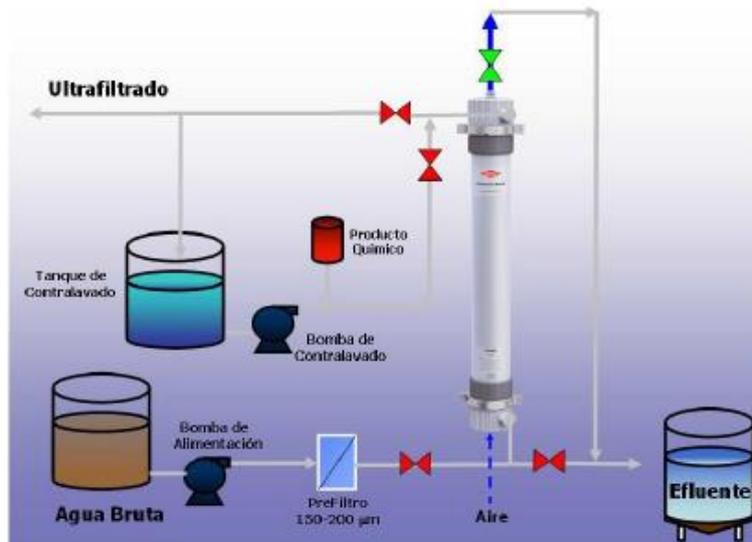


Figura 5.11: Esquema del modo de aireación

Tras la aireación se realizará un drenaje de los módulos para vaciar el contenido de éstos y evacuar los contaminantes eliminados.

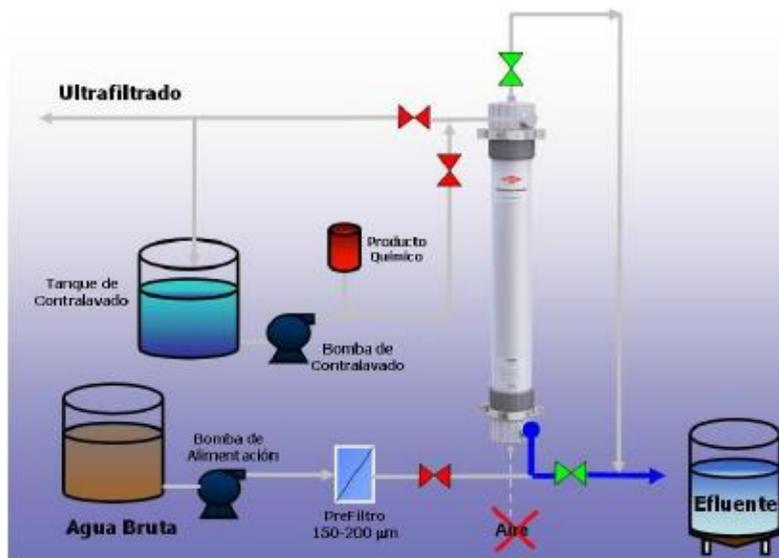


Figura 5.12: Esquema del modo de drenaje

Una vez drenados los módulos comenzará el contralavado propiamente dicho donde el agua filtrada procedente del tanque de regulación será bombeada en sentido contrario, es decir, se introducirá por la salida del filtrado y atravesará las membranas de dentro hacia fuera, expulsando de este modo los contaminantes que pueda haber en el interior o en la superficie de la membrana. El contralavado constará de dos pasos consecutivos, en el primero el agua saldrá por el puerto superior y en el segundo el agua saldrá por el puerto inferior (*forward*

flush), consiguiéndose así una buena limpieza de las fibras. Cada paso de contralavado durará unos 30 segundos y el flujo de paso será de 0,10 m/h.

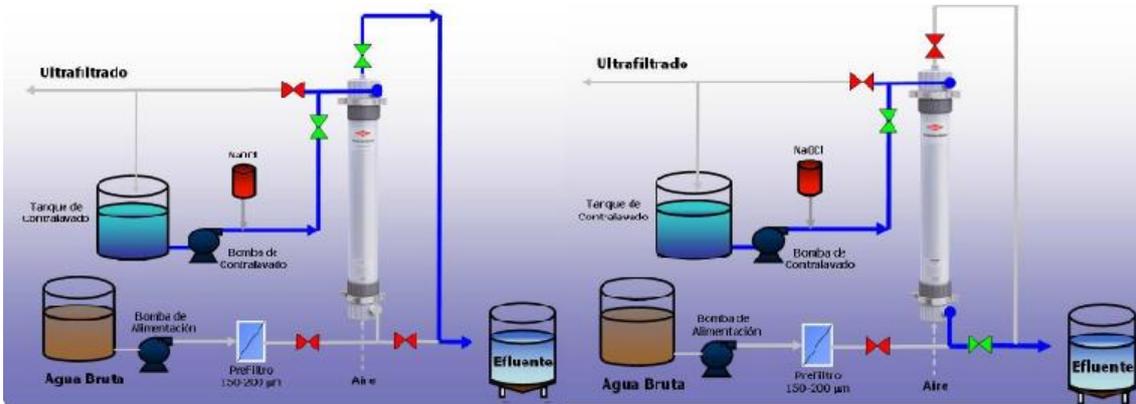


Figura 5.13: Esquema del contralavado a través del puerto superior/inferior del módulo

Por último, se llevará a cabo un enjuague o desplazamiento final con agua de alimentación prefiltrada. En este caso el agua circula sobre la superficie de las fibras, no las atraviesa, con el objetivo de eliminar la suciedad de las fibras en las etapas anteriores y arrastrar las burbujas de aire que se hayan quedado atrapadas en el interior del módulo.

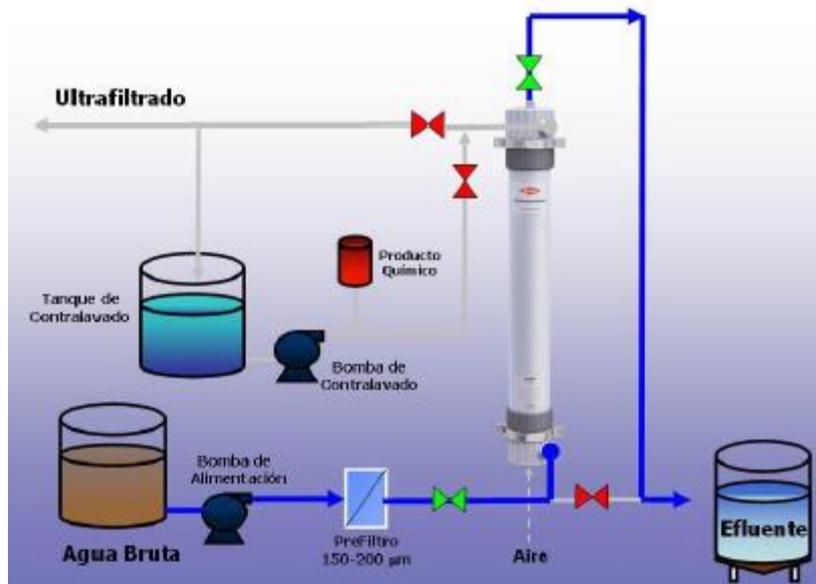


Figura 5.14: Esquema del modo desplazamiento

Los datos básicos del diseño del contralavado quedan reflejados en la Tabla 5.5:

Tabla 5.5: Características bastidor de ultrafiltración

Área de membrana (m ²)	77
Nº de membrana por bastidor	22
Nº total de Bastidores	21
Flujo de contralavado (L/m ² ·h)	100
Nº de bastidores lavados	3
Área en lavado (m ²)	5082
Q de lavado (m ³ /h)	559,02
Nº de lavados día	7
Q total de lavado (m ³ /día)	3913,14

Cuando los procedimientos anteriormente descritos no son suficientes para recuperar las condiciones iniciales de las membranas será necesario realizar limpiezas químicas periódicas automáticas, denominadas como CEB (del inglés “Chemically Enhanced Backwash”). En este caso se inyectara en la corriente de contralavado una vez al día 500 ppm de NaClO al 10% y 500 ppm de HCl al 35% con un flujo de contralavado de 0,06 m/h. La finalidad de NaClO será la desinfección mientras que el HCl se utilizara para la eliminación de los residuos inorgánicos.

Los datos básicos del contralavado CEB quedan reflejados en la Tabla 5.6:

Tabla 5.6: Descripción de los lavados CEB de ultrafiltración

Área de membrana (m ²)	77
Nº de membranas por bastidor	22
Nº total de bastidores	21
Flujo de contralavado (L/m ² ·h)	60
Nº de bastidores lavados	3
Área en lavado (m ²)	5082
Q de lavado (m ³ /h)	304,92
Nº de lavados día	7
Concentración NaClO (ppm)	500
Concentración HCl (ppm)	400
Densidad NaClO (kg/L)	1,24
Densidad HCl (kg/L)	1,17
Pureza de NaClO (%)	10
Pureza de HCl (%)	35
Flujo másico NaClO (kg/h)	152,46
Flujo másico HCl (kg/h)	121,97
Caudal de NaClO (m ³ /h)	1,23
Caudal de HCl (m ³ /h)	0,30

Estas limpiezas requieren generalmente unos 5 – 20 minutos de reposo de los módulos de ultrafiltración en la solución química para lograr un mayor efecto. Las frecuencias de estas limpiezas varía según las características del agua a tratar y se ira ajustando a medida que se vaya ganando experiencia en la operación de la planta.

Tras un procedimiento CEB es importante eliminar los residuos químicos que puedan permanecer en el sistema, especialmente si pueden suponer un riesgo para los equipos instalados aguas abajo, como es el caso de las membranas ósmosis. Por eso es recomendable finalizar el lavado CEB con un contralavado breve con agua.

Por último, puede ser recomendable o incluso necesario realizar de vez en cuando una limpieza intensiva del sistema, llamada CIP (del inglés “Cleaning In Place”) con unas frecuencias típicas de 1 a 3 meses. Esta limpieza consistirá en recircular por la parte exterior de las membranas reactivos químicos con una concentración mayor que en el caso del sistema CEB. Además de la recirculación exterior se llevará a cabo una recirculación por la salida del filtrado con una etapa de remojo previa que durará de 60 a 90 minutos, para finalizar con una nueva etapa de recirculación (20 a 30 minutos). Una vez esta etapa de recirculación se completa, se lleva a cabo una etapa de aireación, seguida de drenaje, contralavado y desplazamiento final para eliminar completamente la solución química del sistema.

5.3. Pretratamientos químicos

Las grandes desaladoras de agua de mar requieren captar un gran caudal de agua para que el proceso sea rentable. Para conseguir estos grandes caudales, se recurre a tomas en aguas profundas en mar abierto, mediante un inmisario submarino, donde la calidad del agua captada no es la más óptima para el proceso de ósmosis. Por ello, es necesario recurrir a un pretratamiento físico que realice una filtración en serie del agua captada, acompañado de un buen pretratamiento químico que nos permite alargar la vida de las membranas de osmosis.

El objetivo de este pretratamiento consiste en adecuar las características del agua a las necesidades del proceso, para conseguir un funcionamiento óptimo de la planta. La dosificación de los reactivos químicos para el tratamiento del agua se realizará de un modo eficiente. Con ello se conseguirá:

- Evitar corrosión y formación de incrustaciones
- Protección de las membranas de ósmosis inversa
- Prevención del deterioro prematuro de equipos
- Garantizar la mayor calidad posible del agua de aporte
- Disminuir lavados y paradas de planta
- Obtener un agua producto con la calidad requerida

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

- Salinidad del agua
- Origen del agua

- Composición físico-química
- Variabilidad en el tiempo
- Conversión del proceso (42,4%)

Esta dosificación de reactivos químicos a lo largo de la línea de proceso tiene como objeto un funcionamiento óptimo de la planta y una obtención de un agua producto con la calidad requerida para la ósmosis inversa.

Los reactivos químicos utilizados en tratamiento de aguas deben ser dosificados y mezclados con el agua a tratar de modo eficiente. Es por ello se deberán tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- Para producir su efecto adecuadamente el agua y el reactivo deben mezclarse bien.
- Se debe tener en cuenta la peligrosidad de ciertas sustancias y la normativa específica para su almacenamiento.
- Los productos usados han de ser adecuados para su uso en agua potable.
- La dosificación de productos químicos se realizara en forma disuelta para facilitar la mezcla.
- Se deberá tener en cuenta la autonomía que necesitamos para la recarga de reactivos para diseñar los tanques de almacenamiento, así como el material con el que van a estar en contacto.

Los principales agentes del agua bruta que pueden llegar a causar ensuciamiento en las membranas son Fe, Al y Mn, que forman óxidos de fácil precipitación, pequeñas partículas, coloides, microorganismos, materia orgánica, etc., además de otros compuestos que pueden precipitar y formar incrustaciones como son los sulfatos de Ca, Ba o Sr, el carbonato cálcico, la sílice o el flúor. De todos ellos, el componente que mayor porcentaje de ensuciamiento genera en las membranas es sin duda la materia orgánica, siendo ésta responsable de más del 50% del ensuciamiento total [4].

5.3.1. Coagulación – Floculación

El objetivo de estos tratamientos es la eliminación de la materia en suspensión y los coloides que no decantan de forma natural del agua a tratar.

Los coloides son partículas en suspensión en el agua de un tamaño normalmente inferior a 1mm, que suelen ser responsables en gran parte del color, turbidez, sabor y olor del agua.

Su procedencia tiene varios orígenes:

- Micro-organismos: bacterias, virus, algas, etc.
- Mineral: arcillas coloidales, limos, sílice, sales metálicas, etc.
- Orgánico: colorantes, tensioactivos, ácidos húmicos y fúlvicos...

En aguas naturales las partículas coloidales presentan carga eléctrica negativa, que al aparecer en todas ellas, producen fenómenos de repulsión que impiden que se unan en partículas mayores. Se hace necesario, por tanto, anular esas cargas negativas, añadiendo cargas

positivas que las desestabilicen. De esa forma conseguiremos que las fuerzas de atracción superen a las de repulsión y que se produzca la aglomeración de partículas.

Los coloides están sometidos en solución a diferentes tipos de fuerzas, cuya suma determina el nivel energético de la suspensión coloidal y por lo tanto a la estabilidad de las mismas:

- Fuerzas de atracción de Van der Waals, de atracción.
- Fuerzas de repulsión electrostática.
- El movimiento browniano.

El proceso de desestabilización de un coloide es el resultado de dos efectos independientes:

- Anulación de cargas negativas por la adición de reactivos con carga positiva, que actúan por mecanismos de agrupación o absorción y desestabilizan las cargas.
- Aglomeración posterior de los coloides sin carga; proceso que se ve favorecido por procesos mecánicos (agitación).

Normalmente se llama **coagulación** al proceso de desestabilización de las partículas por neutralización de sus cargas, y **floculación** al proceso de aglomeración de las partículas sin carga, que genera una partícula visible y sedimentable que se denomina floculo.

Los factores que influyen en estos fenómenos son el tiempo de coagulación, el tiempo de floculación y el gradiente de velocidad.

Podemos separar los reactivos en 2 tipos diferentes según el fin para el que se emplean:

- **Coagulantes**, que pueden ser minerales u orgánicos.
- **Floculantes**, que son orgánicos y que según su carga pueden ser catiónicos, aniónicos o no iónicos.

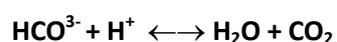
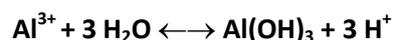
5.3.1.1. Coagulantes

Coagulantes minerales

Los coagulantes más utilizados son principalmente sales de hierro y aluminio.

➤ Sales de Aluminio

Independientemente del reactivo utilizado, la reacción básica consiste en la formación de hidróxido de aluminio, y generación de una cierta acidez que puede comportar otras reacciones, especialmente sobre especies como los bicarbonatos:



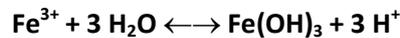
Los reactivos más utilizados son:

- Sulfato de aluminio – $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$
- Cloruro de aluminio – AlCl_3
- Aluminato sódico – NaAlO_2
- Polímeros de aluminio – $\text{Al}_n(\text{OH})$ y $\text{Cl}_x(\text{SO}_4)_z$.

Estos productos pueden utilizarse solos o en combinación con otras sustancias que potencian sus efectos coagulantes, como la cal o el carbonato sódico. Los polímeros, presentan una serie de ventajas, como que a dosis menores consiguen una rápida coagulación y buena eliminación de materia orgánica, o que suelen generar menor cantidad de fangos.

➤ Sales de Hierro

El funcionamiento de este tipo de productos se basa también en la formación del correspondiente hidróxido de hierro y disminución del pH del agua:



Los reactivos más utilizados son:

- Cloruro férrico – FeCl_3
- Sulfato férrico – $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$
- Sulfato ferroso – FeSO_4
- Cloro sulfato férrico – FeClSO_4

Coagulantes orgánicos

Son sustancias orgánicas de síntesis de peso molecular medio y también con carácter catiónico.

Los tipos principales son:

- Epiclorhidrinas
- Poliaminas
- Melamina formaldehído
- POLIDADMAC – policloruro de dimetilamonio

Como en cualquier otro tipo de aplicación, la elección de un producto u otro y las dosis necesarias deben establecerse mediante ensayos de laboratorio (**Jar Test**) y ensayos en planta. Existe un método estándar que varía generalmente según que estemos ensayando coagulantes o floculantes, pero en esencia los pasos a seguir son los mismos:

- Medida de pH, turbidez y temperatura del agua.
- Llenar una serie de vasos con un volumen determinado del agua a tratar.

- Añadir el coagulante a ensayar a diferentes dosis y mantener fuerte agitación (250 rpm) durante unos 2 minutos.
- Disminuir la agitación (40 rpm) y dejar crecer los coágulos / flóculos durante 5 - 15 min.
- Parar la agitación y dejar sedimentar durante 10 - 20 min.
- Tomar muestras del sobrenadante y comparar la turbidez.

Este tipo de ensayos nos permite determinar las dosis mínimas de coagulantes o floculantes para desestabilizar la suspensión coloidal y decantarla a una velocidad suficiente.

Sin embargo, y dadas las características especiales de las membranas, a la hora de seleccionar y aplicar un determinado producto, es necesario tener en cuenta una serie de condicionantes que pueden afectar al rendimiento de operación de las membranas:

- Si se usan coagulantes como, sales de hierro o de aluminio, y se sobre-dosifican en exceso, puede llegar al sistema de osmosis y ensuciar las membranas. Aunque ambas sales pueden producir ensuciamientos, los ensuciamientos por hierro son relativamente más fáciles de eliminar que los de aluminio. El aluminio puede reaccionar con la sílice y debido a su carácter anfótero puede formar precipitados a los pH de trabajo del sistema. Es por esto, que se prefieren las sales de hierro a las de aluminio.
- Los coagulantes orgánicos suelen ser catiónicos. La superficie activa de la membrana contiene grupos funcionales aniónicos con los que aquellos podrían reaccionar provocando una pérdida de rendimiento a menudo irreversible. Por ello, no es conveniente utilizar coagulantes orgánicos.

5.3.1.2. Floculantes

Suelen ser sustancias orgánicas sintéticas de alto peso molecular con cadenas largas o ramificadas y que normalmente contienen grupos funcionales con carga eléctrica o ionizables, lo que les confiere un determinado carácter iónico. Los floculantes se utilizan como complemento a los coagulantes para aumentar la velocidad de decantación. Después de la desestabilización del coloide por la adición del coagulante, las moléculas pesadas del floculante facilitan la formación de agregados que son mucho más fácilmente decantables.

Según su carácter iónico pueden clasificarse en:

- No-iónicos: Los floculantes no-iónicos consisten normalmente en polímeros, derivados de la acrilamida.
- Aniónicos: Los floculantes aniónicos suelen ser copolímeros derivados del ácido acrílico y la acrilamida
- Catiónicos: Los floculantes catiónicos se obtienen por copolimerización de acrilamida y un monómero catiónico

En el caso de plantas de ósmosis inversa el uso de estos productos tiene como fin reducir materia orgánica, sólidos en suspensión y reducir el valor del SDI (Salt Density Index) previo a la entrada del agua a las membranas.

5.3.2. Desinfección

La desinfección tiene como finalidad eliminar o reducir los riesgos derivados de la presencia de micro-organismos que pueden generar ensuciamientos en las membranas y como consecuencia una pérdida de rendimiento de la instalación. También puede tener efecto en la eliminación de sustancias reductoras como hierro, manganeso y sulfuros, que pueden provocar ensuciamientos en las membranas. Los reactivos más utilizados en desinfección son:

5.3.2.1. Cloro gas

Este se suministra y almacena en forma líquida. Sin embargo, para su aplicación se disuelve siempre en agua donde reacciona según la ecuación:



En realidad, la especie química con carácter biocida es el ácido hipocloroso HClO, que en solución se encuentra disociado según la reacción:



Es por esto, que el efecto biocida del cloro se ve influenciado por el pH, siendo máximo su efecto a pH por debajo de 7,5.

Normalmente, las dosis recomendadas suelen estar alrededor de 0,5 a 1 ppm como cloro libre. El tiempo de contacto, el pH y la cantidad de materia orgánica presente en el agua son parámetros a tener en cuenta a la hora de calcular la dosis de producto a utilizar.

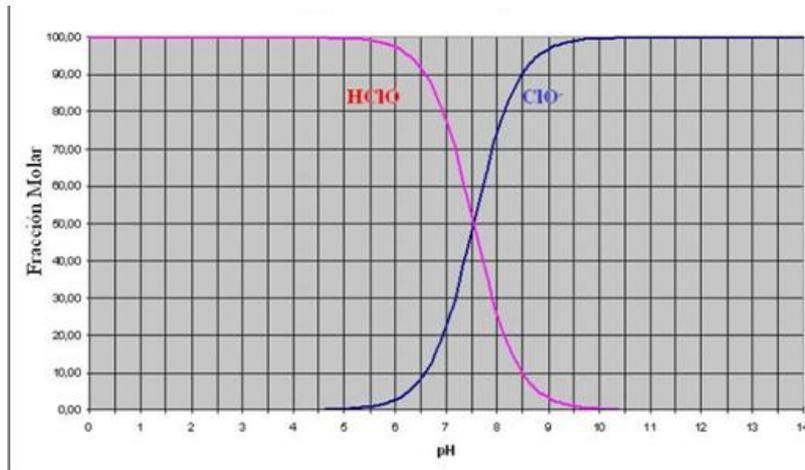


Figura 5.15: Distribución del HClO/ClO⁻ en función del pH

El cloro además reacciona con la materia orgánica y el amonio presentes en el agua. Con este último el cloro genera mono, di y tricloraminas, reacciones en las que se consume el cloro residual añadido al agua. Para calcular la dosis a añadir necesaria para mantener una cierta

cantidad de cloro residual en el agua, deberemos determinar el punto crítico o breakpoint, a partir del cual el cloro no se consume en la formación de cloraminas.

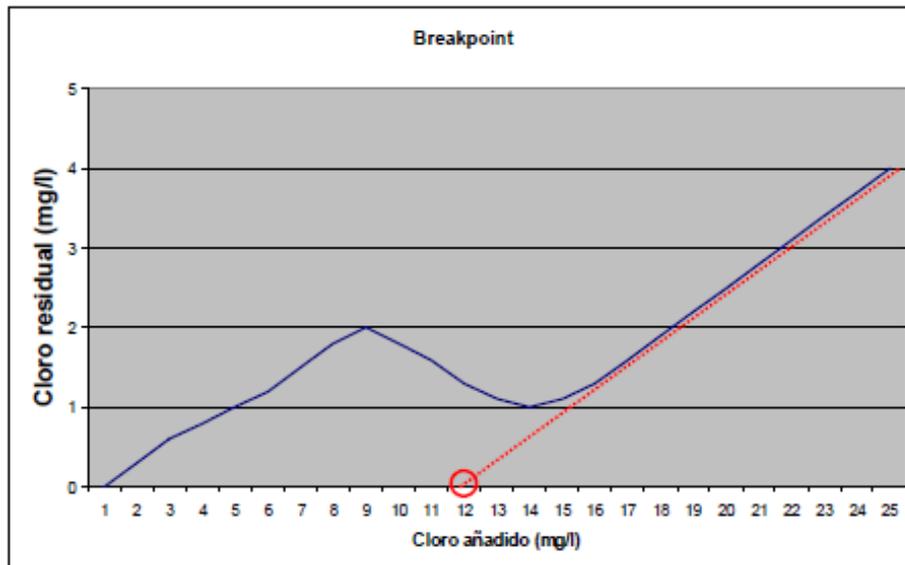


Figura 5.16: Evolución del cloro residual en la cloración de agua

A partir de ese punto crítico, la cantidad de cloro añadido estará en forma de cloro libre y el cloro residual aumentará en la misma medida que el cloro añadido.

5.3.2.2. Hipoclorito sódico

Quizás el producto más utilizado. Se presenta en forma líquida y sus soluciones suelen contener 150 g/l como cloro libre. En solución formará hipoclorito, ClO^- , y su acción biocida dependerá también del pH al que se encuentre el agua.

5.3.2.3. Dióxido de cloro

Este tiene el inconveniente de que siempre debe producirse «in situ». Tiene un potencial de oxidación muy elevado y un efecto remanente importante. Además, se trata de un gas que a concentraciones altas (~10%), puede ser explosivo.

El dióxido de cloro puede obtenerse por reacción entre el clorito sódico y ácido clorhídrico o cloro.

La dosis a utilizar recomendada suele ser de unas 0,2 ppm y un tiempo de contacto de al menos 15 minutos.

5.3.2.4. Ozono (O_3)

El ozono tiene un fuerte poder oxidante y que es capaz de reaccionar con gran cantidad de compuestos orgánicos, así como con virus y bacterias.

Normalmente se utiliza a dosis de 0,5 ppm y tiempos de contacto cortos, del orden de 5 min.

5.3.2.5. Ultravioleta (U.V.)

La aplicación de radiación ultravioleta suele hacerse con aguas de baja turbidez y que no contengan gran cantidad de materia orgánica o iones en solución capaces de absorber dicha radiación.

Otro inconveniente de la UV es que no tiene poder remanente, no es fácil determinar los subproductos que puede originar y su efecto no es tampoco fácil de medir.

En el caso de sistemas de OI y especialmente en el caso de sistemas con membranas de poliamida, cualquier sustancia oxidante deberá ser eliminada antes de que entre en contacto con las membranas, ya que pueden provocar daños en la estructura química de las mismas y afectar al rendimiento de las mismas.

Tras un tratamiento de desinfección con productos oxidantes, deberá preverse una eliminación.

5.3.3. Regulación de pH

Los tratamientos de corrección de pH, más conocidos por el término neutralización, consisten en llevar el pH a un valor definido, según la aplicación a la que se destine el agua:

- Homogeneización, en el caso de efluentes industriales antes de su tratamiento en planta depuradora.
- Corrección del pH antes de un tratamiento específico del agua: previo a una ósmosis inversa, acondicionamiento para una mayor efectividad de desinfección.
- Corrección del pH para proteger depósitos y tuberías, de la corrosión o la incrustación, etc.

En nuestro caso, tratamiento de ósmosis inversa, la corrección de pH se realiza para evitar la precipitación del carbonato cálcico en las membranas ya que la solubilidad de esta sal disminuye al aumentar el pH.

5.3.3.1. Reactivos a emplear en la regulación de pH

- **Ácido sulfúrico, H_2SO_4 :** Es el reactivo más utilizado y el más barato. Sin embargo, en aquellos casos en los que la presencia de sulfatos puede generar problemas, debe restringirse su uso y buscar una alternativa.
- **Ácido clorhídrico, HCl :** Su uso está ampliamente extendido. Presenta la ventaja frente al ácido sulfúrico de que no aporta aniones incrustantes.
- **Dióxido de carbono, CO_2 :** Su empleo tiene el inconveniente de que el dióxido de carbono atraviesa las membranas y generará ácido carbónico en el permeado, provocando una mayor conductividad del producto.
- **Hidróxido sódico, $NaOH$:** Puede utilizarse en el caso de querer evitar el paso de CO_2 a través de las membranas, para lo que tendríamos que llevar el pH a 8,3.

También se utiliza sosa en casos especiales, como en el caso de plantas en dos pasos para la eliminación de boro. En este caso, se añade a la entrada al 2^o paso para conseguir el pH óptimo (> 9,5) para un mayor rechazo de boro.

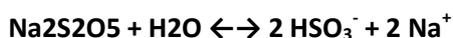
5.3.4. Reducción

La presencia de oxidantes, como cloro, puede dañar gravemente las membranas. Por esta razón, es necesario prever una eliminación de estas sustancias oxidantes a fin de preservar la integridad de las membranas.

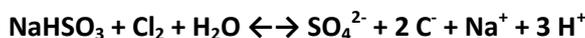
5.3.4.1. Reactivo a emplear en la reducción de oxidantes

Para la eliminación de oxidantes se puede emplear carbón activo o reactivos químicos reductores que incluyen:

- **Metabisulfito sódico, $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$:** Producto sólido que se disocia en el agua formando bisulfito sódico, la dosis a emplear oscila entre 3 – 4 ppm de cloro libre y reacciona según la siguiente reacción:



- **Bisulfito sódico, NaHSO_3 :** La dosis a emplear oscila entre 3 – 4 ppm por ppm de cloro libre.



- **Sulfito sódico, Na_2SO_3 :** Las dosis a utilizar varían normalmente entre 9 – 10 ppm por ppm de cloro libre.



- **Tiosulfato sódico, $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$:** La dosis a emplear oscila entre 1 – 3 ppm por ppm de cloro libre.



Las dosis son orientativas y normalmente se utiliza siempre un ligero exceso frente a la dosis estequiométrica para compensar los tiempos de contacto cortos que normalmente se disponen en las plantas de ósmosis inversa, y así conseguir la eliminación total del cloro (oxidantes) en el agua.

Las reacciones que tienen lugar normalmente comportan la oxidación del reductor, que se convierte en sulfato y la reducción del cloro a cloruro.

Sin embargo, el tiosulfato sódico puede formar entre otras cosas, azufre elemento por dismutación, el cual puede ensuciar por colmatación las membranas.

5.3.5. Antiincrustantes

En los sistemas de ósmosis y ultrafiltración existe el riesgo de ensuciamiento o precipitación de sales que pueden ensuciar las membranas y reducir el rendimiento de la instalación.

Cuando la concentración de una sal supera su solubilidad, puede producirse la precipitación. Comenzarán a formarse núcleos de cristales, los cuales catalizan la formación de más cristales en su superficie. Esos cristales de sal, pueden alcanzar un tamaño y densidad suficiente como para dejar de estar en solución. El proceso de precipitación continúa hasta que los iones en solución alcanzan su solubilidad límite.

Los compuestos que habitualmente pueden provocar problemas de algún tipo son: carbonatos de calcio y magnesio, sulfatos de calcio, bario y estroncio, fosfato cálcico, fluoruro cálcico, sílice, óxidos e hidróxidos de hierro y aluminio y sílice.

Existen varias formas de prevenir estos procesos:

- Adición de ácido: disminuyendo el índice de saturación de Langelier, LSI, de manera que el carbonato cálcico permanezca en solución. Sin embargo, otras sales pueden seguir creando problemas si su solubilidad no varía con el pH.
- Desendurecimiento del agua: intercambiando calcio y magnesio por sodio. Sin embargo, la sílice puede seguir siendo un problema y en el caso de grandes plantas el coste del desendurecimiento del agua puede ser altísimo.
- Reducción de la conversión.
- Adición de antiincrustantes.

Los antiincrustantes (o inhibidores de incrustación) son muy efectivos en la prevención de ensuciamientos de membranas de ósmosis debidos a la formación de incrustación. Usado a pequeñas dosis detiene el proceso de precipitación al inhibir el crecimiento de cristales de sal.

El mecanismo de actuación puede explicarse de la siguiente forma:

Los antiincrustantes son absorbidos en el plano de formación de los cristales de sal, impidiendo el crecimiento de los mismos y evitando la atracción de más iones desde la solución sobresaturada hacia la superficie del cristal. De esta forma, los cristales no alcanzan el tamaño suficiente como para acabar precipitando.

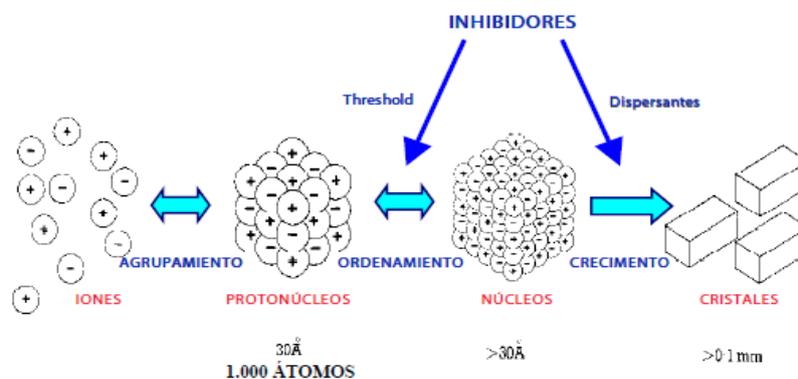


Figura 5.17: Esquema del funcionamiento de los antiincrustantes

La mayoría de antiincrustantes tienen también efecto dispersante, propiedad cuya intensidad depende del tipo de producto. La dispersión incluye partículas alrededor de sales en suspensión, hierro, o materia orgánica que al interactuar con el inhibidor tienden a ser repelidas por otras partículas igualmente cargadas. Esto evita que pequeñas partículas se aglomeren para formar partículas mayores que podrían finalmente dejar de estar en suspensión y provocar ensuciamientos.

Los antiincrustantes son efectivos retrasando el proceso de formación de incrustación y aglomeración de partículas. En un sistema de ósmosis, tienen que mantener esa propiedad el tiempo suficiente para que las sales potencialmente incrustantes salgan del sistema con el concentrado de la OI.

Los problemas de incrustación en sistemas de ósmosis no son tan comunes como los de ensuciamiento debido a sólidos en suspensión o los microbiológicos. Esto es debido a que es relativamente fácil controlar o eliminar la formación de incrustación con el tratamiento adecuado.

La mayoría de inhibidores de incrustación utilizados habitualmente consisten en moléculas que contienen grupos funcionales derivados de ácidos carboxílicos (R-COOH) o derivados orgánicos de fosfatos (PO₄⁻³).

5.3.5.1. Reactivos a emplear como antiincrustantes

- **Hexametáfosfato sódico (HMPNa):** Fue el primer inhibidor usado ya que ofrecía una buena efectividad a bajo coste. Sin embargo, su efectividad disminuye a LSI > 1 y es necesario utilizarlo combinado con ácido. Otra desventaja es su inestabilidad y dificultad de manejo ya que se comercializa sólido y es necesario prepararlo «in situ». De hecho, si las soluciones no se preparan y mezclan frecuentemente, puede hidrolizarse generando fosfatos que no solo pueden precipitar con calcio, formando ensuciamientos de fosfato cálcico en las membranas, sino que además puede provocar ensuciamientos microbiológicos al servir el fosfato como nutriente.
- **Poli acrilatos de bajo peso molecular:** Moléculas poliméricas (con peso molecular entre 1.000 y 5.000 uma) que contienen como monómero el ácido acrílico o derivados de este, con grupos funcionales ácido carboxílico que aparecen principalmente en muchos inhibidores de incrustación. Son buenos inhibidores evitando la formación de carbonato y sulfato cálcico, aunque sus propiedades como dispersantes son menores.
- **Poli acrilatos de alto peso molecular:** Con pesos moleculares entre 6.000 y 25.000, con propiedades dispersantes más acusadas. Son sin embargo, menos efectivos como inhibidores de incrustación que los de menor peso molecular.
- **Organofosfonatos:** Presentan ventajas frente a los anteriores productos: son más estables frente a la hidrólisis a orto fosfato y presentan un mayor poder inhibidor que el HMPNa (efectivos hasta LSI ≤ 2,6); o no son desactivados por la presencia de hierro.

5.3.6. Cálculo de los reactivos empleados en el pretratamiento químico

La mayoría de productos comerciales utilizados en plantas desaladoras contienen cantidades variables de uno o de mezclas de los productos anteriormente citados.

Al tratarse de una simulación se han supuesto unas cantidades de reactivos aproximadas. Para definir las dosis reales recomendadas de los productos comerciales, se utilizan programas de

cálculo que necesitan normalmente de un análisis del agua a tratar y las condiciones de operación de la instalación, como caudales, presión de trabajo, temperatura, pH y conversión.

Los productos que se usarán en la planta en los principales pretratamientos químicos son los siguientes:

- Desinfección (NaClO)
- Coagulación – floculación (FeCl₃)
- Reducción de oxidante (Na₂S₂O₃)
- Regulación pH (H₂SO₄ – NaOH)
- Antiincrustantes (PermaTreat PC-191T)

En la simulación de esta planta desaladora se ha tenido en cuenta la minimización de los productos químicos, por lo que se ha elegido la ultrafiltración como pretratamiento, aun así el uso de sustancias químicas es inevitable garantizando un rendimiento y funcionamiento adecuado de los equipos y procesos. Los compuestos necesarios y la cantidad de los mismos para el correcto funcionamiento de la planta, se explican a continuación:

5.3.6.1. Hipoclorito sódico (NaClO)

Una dosificación inicial de hipoclorito sódico se realiza en el inmisario submarino con el objetivo de realizar una primera desinfección y eliminar la materia orgánica e interrumpir los posibles desarrollos bacteriológicos que puedan dañar tanto los equipos como las bombas o las conducciones de impulsión a planta. Para ello se realizará un tratamiento mediante choques de 5 ppm.

Ya en planta, se realizará una dosificación en continuo por cada tren en el agua de alimentación, para eliminar y reducir los riesgos derivados de la presencia de microorganismos que puedan ensuciar las membranas, con la consecuente pérdida de rendimiento de la instalación. En este caso al ser la dosificación en continuo es de 0,5 ppm.

➤ Aplicación de Hipoclorito en el inmisario submarino:

Caudal de cálculo: **6267,38 m³/h**

Densidad del reactivo: **1,24 kg/L**

Dosis máxima: **5 ppm → 0,005 kg/m³**

Choque: **6 horas**

Riqueza: **13%**

$$\bullet \text{ Cantidad de producto} = \frac{Q \cdot \text{ppm}}{\%} = \frac{6267,38 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \cdot 0,005 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{13/100} = \mathbf{241,05 \text{ kg/h}}$$

$$\bullet \text{ Dosificación de producto} = \frac{\text{Cantidad producto} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{\text{Densidad} \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \frac{241,05 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{1,24 \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \mathbf{194,40 \text{ L/h}}$$

- $\text{Consumo anual} = \text{Cantidad producto} \cdot \text{Choques} \cdot 365 = 241,05 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \cdot 6 \left(\frac{\text{h}}{\text{día}}\right) \cdot 365 \text{ días} = 527906,03 \text{ kg anuales de NaClO}$

Tabla 5.7: Datos de dosificación de NaClO en inmisario

	Cloración agua de mar
Reactivo	NaClO
Modo de aplicación	Choques
Caudal a tratar ($\text{m}^3/\text{día}$)	150417,06
Caudal a tratar (m^3/hora)	6267,38
Periodo de funcionamiento (horas)	6
Dosificación (ppm)	5
Densidad del producto (kg/L)	1,24
Riqueza (%)	13
Cantidad de producto (kg/h)	241,05
Dosificación de producto (L/h)	194,40
Consumo (L/día)	1166,39
Aut. depósito almacenamiento (días)	7
Volumen depósito (m^3)	8,16
Volumen depósito adoptado (m^3)	9
Necesidad anual de reactivo (kg)	527906,03

➤ **Equipos para la dosificación de NaClO**

- Depósito conjunto de almacenamiento de 9 m³ litros de capacidad.
- 3 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo Sigma/2 [18] (2 + 1 de reserva), con una capacidad máxima unitaria de 108 L/h y una presión de trabajo de 16 Bar con funcionamiento a 60 Hz.
- Conducción de dosificación mediante tubería PVC.
- Variador de frecuencia para la selección de caudal a dosificar.

➤ **Aplicación de Hipoclorito en línea por tren:**

Caudal de cálculo: **3133,69 m³/h**

Densidad del reactivo: **1,24 kg/L**

Dosis máxima: **0,5 ppm → 0,0005 kg/m³**

Continuo: **24 horas**

Riqueza: **13%**

- $\text{Cantidad de producto} = \frac{Q \cdot \text{ppm}}{\%} = \frac{3133,69 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \cdot 0,0005 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{13/100} = 12,05 \text{ kg/h}$
- $\text{Dosificación de producto} = \frac{\text{Cantidad producto} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{\text{Densidad} \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \frac{12,05 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{1,24 \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = 9,72 \text{ L/h}$

- $Consumo\ anual = Cantidad\ producto \cdot Continuo \cdot 365 = 12,05 \left(\frac{kg}{h}\right) \cdot 24 \left(\frac{h}{dia}\right) \cdot 365\ días = 105581,21\ kg\ anuales\ de\ NaClO$

Tabla 5.8: Datos de dosificación de NaClO en línea

	Desinfección en línea
Reactivo	NaClO
Modo de aplicación	Continuo
Caudal a tratar ($m^3/día$)	75208,53
Caudal a tratar ($m^3/hora$)	3133,69
Periodo de funcionamiento (horas)	24
Dosificación (ppm)	0,5
Densidad del producto (kg/L)	1,24
Riqueza (%)	13
Cantidad de producto (kg/h)	12,05
Dosificación de producto (L/h)	9,72
Consumo (L/día)	233,28
Aut. depósito almacenamiento (días)	7
Volumen depósito (m^3)	1,63
Volumen depósito adoptado (m^3)	2
Necesidad anual de reactivo (kg)	105581,21

➤ Equipos para la dosificación

- Depósito conjunto de almacenamiento de 9 m³ litros de capacidad.
- 2 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo DLTA 1612 [18] (1 + 1 de reserva), con una capacidad máxima unitaria de 11,3 L/h y una presión de trabajo de 16 Bar.
- Conducción de dosificación mediante tubería PVC.
- Variador de frecuencia para la selección de caudal a dosificar.

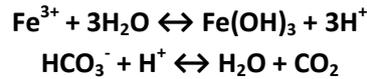
5.3.6.2. Cloruro férrico (FeCl₃)

El objetivo de la coagulación es la desestabilización eléctrica de los coloides y la reagrupación de éstos y de las pequeñas partículas existentes en el agua, de manera que se facilite su posterior separación. Éstos coloides y pequeñas partículas son los responsables en gran medida de la turbidez, color, sabor y olor del agua, pudiendo venir de fuentes minerales, orgánicas o de microorganismos.

El proceso consiste en la adición de cargas positivas a los coloides, que los desestabilizan eléctricamente y se creen unas fuerzas de atracción mayores a las de repulsión, de forma que se reagrupen y se genere una aglomeración de partículas de más fácil separación. El coagulante a utilizar en la planta será el Cloruro Férrico (FeCl₃).

Con el objetivo de anular cargas y favorecer la aglomeración de partículas para una mayor facilidad de eliminación en los filtros de anillas y ultrafiltración, se realizará una dosificación de 4 ppm en continuo.

La reacción básica que se produce es la siguiente:



➤ **Aplicación de Cloruro Férrico en línea por tren:**

Caudal de cálculo: **3133,69 m³/h**

Densidad del reactivo: **1,41 kg/L**

Dosis máxima: **4 ppm → 0,004 kg/m³**

Continuo: **24 horas**

Riqueza: **40%**

- $\text{Cantidad de producto} = \frac{Q \cdot \text{ppm}}{\%} = \frac{3133,69 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \cdot 0,004 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{40/100} = \mathbf{31,34 \text{ kg/h}}$
- $\text{Dosificación de producto} = \frac{\text{Cantidad producto} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{\text{Densidad} \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \frac{31,34 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{1,41 \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \mathbf{22,22 \text{ L/h}}$
- $\text{Consumo anual} = \text{Cantidad producto} \cdot \text{Continuo} \cdot 365 = 31,34 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \cdot 24 \left(\frac{\text{h}}{\text{día}}\right) \cdot 365 \text{ días} = \mathbf{274511,13 \text{ kg anuales de FeCl}_3}$

Tabla 5.9: Datos de dosificación de FeCl₃ en línea

	Coagulación - Floculación
Reactivo	FeCl ₃
Modo de aplicación	Continuo
Caudal a tratar (m³/día)	75208,53
Caudal a tratar (m³/hora)	3133,69
Periodo de funcionamiento (horas)	24
Dosificación (ppm)	4
Densidad del producto (kg/L)	1,41
Riqueza (%)	40
Cantidad de producto (kg/h)	31,34
Dosificación de producto (L/h)	22,22
Consumo (L/día)	533,39
Aut. depósito almacenamiento (días)	7
Volumen depósito (m³)	3,73
Volumen depósito adoptado (m³)	4
Necesidad anual de reactivo (kg)	274511,13

➤ **Equipos para la dosificación**

- Depósito de almacenamiento de 4 m³ con electro agitador.
- 3 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo DLTA 1612 [18] (2 + 1 reserva), con una capacidad máxima unitaria 11,3 L/h y 16 Bar de presión de trabajo.
- Conducción de dosificación mediante tubería de PVC.
- Variador de frecuencia para la selección de caudal a dosificar.

5.3.6.3. Ácido sulfúrico (H₂SO₄)

En las instalaciones de ósmosis inversa, la adición de ácido sulfúrico para regular el pH tiene varios objetivos; evitar la precipitación del carbonato cálcico (Ca₂CO₃) en las membranas, ya que la solubilidad de esta sal disminuye al aumentar el pH y mejorar la actividad de reactivos de coagulación y desinfección.

Aunque el agua de mar suele mantener un pH bastante regular, la adición de ácido sulfúrico se dimensiona por motivos de seguridad y ante una posible variación de pH, por si se produjese un cambio brusco e inesperado que obligase a regularlo de manera excepcional. Se realizará una dosificación de choque de 20 ppm.

➤ **Aplicación de Ácido Sulfúrico en línea por tren:**

Caudal de cálculo: **3133,69 m³/h**

Densidad del reactivo: **1,84 kg/L**

Dosis máxima: **20 ppm → 0,02 kg/m³**

Choque: **6 horas**

Riqueza: **98,5%**

- $Cantidad\ de\ producto = \frac{Q \cdot ppm}{\%} = \frac{3133,69 \left(\frac{m^3}{h}\right) \cdot 0,02 \left(\frac{kg}{m^3}\right)}{98,5/100} = 63,63\ kg/h$
- $Dosificación\ de\ producto = \frac{Cantidad\ producto \left(\frac{kg}{h}\right)}{Densidad \left(\frac{kg}{L}\right)} = \frac{63,63 \left(\frac{kg}{h}\right)}{1,84 \left(\frac{kg}{L}\right)} = 34,58\ L/h$
- $Consumo\ anual = Cantidad\ producto \cdot Continuo \cdot 365 = 63,63 \left(\frac{kg}{h}\right) \cdot 6 \left(\frac{h}{día}\right) \cdot 365\ días = 139345,75\ kg\ anuales\ de\ H_2SO_4$

Tabla 5.10: Datos de dosificación de H₂SO₄ en línea

	Ajuste de pH
Reactivo	H ₂ SO ₄
Modo de aplicación	Choque
Caudal a tratar (m³/día)	75208,53
Caudal a tratar (m³/hora)	3133,69
Periodo de funcionamiento (horas)	6
Dosificación (ppm)	20
Densidad del producto (kg/L)	1,84
Riqueza (%)	98,5
Cantidad de producto (kg/h)	63,63
Dosificación de producto (L/h)	34,58
Consumo (L/día)	207,48
Aut. depósito almacenamiento (días)	7
Volumen depósito (m³)	1,45
Volumen depósito adoptado (m³)	1,6
Necesidad anual de reactivo (kg)	139345,75

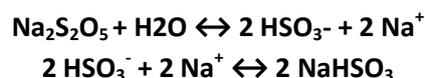
➤ **Equipos para la dosificación**

- Depósito de almacenamiento de polietileno de alta densidad de 3 m³ con electro –agitador.
- 2 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo Sigma/1 [18] (1 + 1 reserva), con una capacidad máxima unitaria 35 l/h y 12 Bar de presión de trabajo con un funcionamiento a 50 Hz.
- Conducción de dosificación mediante tubería de PVC.
- Variador de frecuencia para la selección de caudal a dosificar.

5.3.6.4. Bisulfito sódico (Na₂S₂O₅)

El agua producto tras el primer pretratamiento químico (la cloración del agua con hipoclorito sódico), y después de pasar por los filtros de cartucho y la ultrafiltración, está todavía contiene cloro residual que debe ser eliminado antes de su paso por las membranas de ósmosis, ya que, dicho oxidante degradaría irreversiblemente las membranas.

Para llevar a cabo la dechloración y poder preservar la integridad de las membranas se utilizará un producto químico reductor, que en este caso es el Metabisulfito sódico (Na₂S₂O₅), producto sólido que se disocia en el agua formando Bisulfito Sódico (NaHSO₃) según la reacción que se muestra a continuación:



El bisulfito sódico es un agente capaz de reducir el ácido hipocloroso residual a iones cloruro, produciéndose a la vez la oxidación de bisulfito a bisulfato. Se realizara una dosificación de choque de 10 ppm.

➤ **Aplicación de Bisulfito Sódico en línea por tren:**

Caudal de cálculo: **2977,00 m³/h**

Densidad del reactivo: **1,48 kg/L**

Dosis máxima: **10 ppm → 0,01 kg/m³**

Choque: **6 horas**

Riqueza: **99%**

- $$\text{Cantidad de producto} = \frac{Q \cdot \text{ppm}}{\%} = \frac{2977,00 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \cdot 0,01 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{99/100} = \mathbf{30,07 \text{ kg/h}}$$
- $$\text{Dosificación de producto} = \frac{\text{Cantidad producto} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{\text{Densidad} \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \frac{30,07 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{1,48 \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \mathbf{20,32 \text{ L/h}}$$
- $$\text{Consumo anual} = \text{Cantidad producto} \cdot \text{Continuo} \cdot 365 = 30,07 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \cdot 6 \left(\frac{\text{h}}{\text{día}}\right) \cdot 365 \text{ días} = \mathbf{65854,94 \text{ kg anuales de Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$$

Tabla 5.11: Datos de dosificación de Na₂S₂O₅ en línea

	Reducción
Reactivo	Na ₂ S ₂ O ₅
Modo de aplicación	Choques
Caudal a tratar (m³/día)	71448,10
Caudal a tratar (m³/hora)	2977,00
Periodo de funcionamiento (horas)	6
Dosificación (ppm)	10
Densidad del producto (kg/L)	1,48
Riqueza (%)	99
Cantidad de producto (kg/h)	30,07
Dosificación de producto (L/h)	20,32
Consumo (L/día)	121,91
Aut. depósito almacenamiento (días)	7
Volumen depósito (m³)	0,85
Volumen depósito adoptado (m³)	1
Necesidad anual de reactivo (kg)	65854,94

➤ **Equipos para la dosificación**

- Depósito de almacenamiento de polietileno de alta densidad de 1 m³ con electro – agitador.

- 2 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo Sigma/1 (1 + 1 reserva), con una capacidad máxima unitaria 22 L/h y 10 Bar de presión de trabajo y un funcionamiento de trabajo de 50 Hz.
- Conducción de dosificación mediante tubería de PVC.
- Variador de frecuencia para la selección de caudal a dosificar.

5.3.6.5. Hidróxido sódico (NaOH)

En instalaciones con un segundo paso de ósmosis será necesario una corrección de pH a la entrada de éste. Para ello dosificaremos hidróxido sódico, la función de este compuesto es incrementar el pH del agua de entrada al segundo paso de ósmosis para facilitar la disociación del boro aumentando así su rechazo en las membranas de ósmosis inversa. Se realizara una dosificación de choque de 7 ppm.

➤ Aplicación de Hidróxido Sódico en línea por tren:

Caudal de cálculo: **1339,65 m³/h**

Densidad del reactivo: **2,13 kg/L**

Dosis máxima: **7 ppm → 0,007 kg/m³**

Continuo: **24 horas**

Riqueza: **100%**

$$\bullet \text{ Cantidad de producto} = \frac{Q \cdot ppm}{\%} = \frac{1339,65 \left(\frac{m^3}{h}\right) \cdot 0,007 \left(\frac{kg}{m^3}\right)}{100} = \mathbf{9,38 \text{ kg/h}}$$

$$\bullet \text{ Dosificación de producto} = \frac{\text{Cantidad producto} \left(\frac{kg}{h}\right)}{\text{Densidad} \left(\frac{kg}{L}\right)} = \frac{9,38 \left(\frac{kg}{h}\right)}{2,13 \left(\frac{kg}{L}\right)} = \mathbf{4,40 \text{ L/h}}$$

$$\bullet \text{ Consumo anual} = \text{Cantidad producto} \cdot \text{Continuo} \cdot 365 = 9,38 \left(\frac{kg}{h}\right) \cdot 24 \left(\frac{h}{dia}\right) \cdot 365 \text{ días} = \mathbf{82147,45 \text{ kg anuales de NaOH}}$$

➤ Equipos para la dosificación

- Depósito de almacenamiento de polietileno de alta densidad de 3,5 m³ con electro – agitador.
- Bomba dosificadora de membrana magnética modelo Alpha C [18] (3 + 1 reserva), con una capacidad máxima unitaria 1,8 L/h y 10 Bar de presión de trabajo.
- Conducción de dosificación mediante tubería de PVC.
- Variador de frecuencia para la selección de caudal a dosificar.

Tabla 5.12: Datos de dosificación de NaOH en línea

	Ajuste de pH (2º Paso de Ósmosis)
Reactivo	NaOH
Modo de aplicación	Continuo
Caudal a tratar ($m^3/día$)	32151,65
Caudal a tratar ($m^3/hora$)	1339,65
Periodo de funcionamiento (horas)	24
Dosificación (ppm)	7
Densidad del producto (kg/L)	2,13
Riqueza (%)	100
Cantidad de producto (kg/h)	9,38
Dosificación de producto (L/h)	4,40
Consumo (L/día)	105,66
Aut. depósito almacenamiento (días)	30
Volumen depósito (m^3)	3,17
Volumen depósito adoptado (m^3)	3,5
Necesidad anual de reactivo (kg)	82147,45

5.3.6.6. Antiincrustante

En los sistemas de ósmosis existen riesgos de precipitación de sales que pueden reducir el rendimiento de la instalación. Cuando la concentración de una sal supera su solubilidad esta puede precipitar y atascar las membranas de ósmosis. El proceso se inicia con núcleos de cristales, los cuales catalizan la formación de más cristales sobre su superficie, alcanzando un tamaño suficiente como para acabar precipitando.

Los compuesto que habitualmente provocan precipitación de sales son: carbonatos de calcio y magnesio, sulfatos de calcio, bario y estroncio, fosfato de calcio, fluoruro cálcico, sílice y óxidos e hidróxidos de hierro y aluminio.

Los antiincrustantes son muy efectivos previniendo el ensuciamiento de las membranas debido a la formación de incrustación de cristales de sales, usados en pequeñas dosis detienen el proceso de precipitación al inhibir el crecimiento de estos cristales. Su principal función es la de mejorar la solubilidad de algunas sales y prevenir su precipitación.

El mecanismo de actuación consiste en que los antiincrustantes son absorbidos en el plano de formación de los cristales de sal, impidiendo el crecimiento de los mismos y evitando la atracción de más iones desde la solución sobresaturada hacia la superficie del cristal. De esta forma, los cristales no alcanzan el tamaño suficiente como para acabar precipitando.

Se dosificará un dispersante cuya acción es impedir la formación de redes cristalinas, manteniendo a los iones en dispersión y permitiendo sobrepasar el límite de solubilidad de

dichas sales. Se realizará una dosificación en continuo de 1 ppm antes de cada paso de ósmosis.

El producto elegido PermaTreat PC-191T es un inhibidor altamente efectivo cuyos componentes activos fueron desarrollados específicamente para el tratamiento de sistemas de ósmosis inversa. Este compuesto presenta un excelente rendimiento contra los siguientes compuestos incrustantes: carbonato de calcio, sulfato de calcio, sulfato de bario, sulfato de estroncio, fluoruro de calcio, sílice y hierro.

La incrustación de compuesto, con la consiguiente obstrucción de las membranas de ósmosis inversa, reduce el rendimiento del sistema y da lugar a la sustitución prematura de las membranas. La precipitación de estos compuestos que se acumulan en las membranas de ósmosis inversa, conduce a una mala calidad y baja producción de permeado, paradas no programadas, el aumento del consumo de agua y el aumento de los costos de energía.

➤ **Aplicación de Antiincrustante en línea por tren (1º Paso de Ósmosis):**

Caudal de cálculo: **2977,00 m³/h**

Densidad del reactivo: **1,36 kg/L**

Dosis máxima: **1 ppm → 0,001 kg/m³**

Continuo: **24 horas**

Riqueza: **100%**

- $$\text{Cantidad de producto} = \frac{Q \cdot \text{ppm}}{\%} = \frac{2977,00 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \cdot 0,001 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{100} = \mathbf{2,98 \text{ kg/h}}$$
- $$\text{Dosificación de producto} = \frac{\text{Cantidad producto} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{\text{Densidad} \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \frac{2,98 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{1,36 \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)} = \mathbf{2,19 \text{ l/h}}$$
- $$\text{Consumo anual} = \text{Cantidad producto} \cdot \text{Continuo} \cdot 365 = 2,98 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \cdot 24 \left(\frac{\text{h}}{\text{dia}}\right) \cdot 365 \text{ días} = \mathbf{26058,56 \text{ kg anuales de Antiincrustante (1º paso)}}$$

➤ **Aplicación de Antiincrustante en línea por tren (2º Paso de Ósmosis):**

Caudal de cálculo: **1339,64 m³/h**

Densidad del reactivo: **1,36 kg/L**

Dosis máxima: **1 ppm → 0,001 kg/m³**

Continuo: **24 horas**

Riqueza: **100%**

- $$\text{Cantidad de producto} = \frac{Q \cdot \text{ppm}}{\%} = \frac{1339,64 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \cdot 0,001 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{100} = \mathbf{1,34 \text{ kg/h}}$$

- $Dosificación\ de\ producto = \frac{Cantidad\ producto\left(\frac{kg}{h}\right)}{Densidad\left(\frac{kg}{L}\right)} = \frac{1,34\left(\frac{kg}{h}\right)}{1,36\left(\frac{kg}{L}\right)} = 0,99\ L/h$
- $Consumo\ anual = Cantidad\ producto \cdot Continuo \cdot 365 = 1,34\left(\frac{kg}{h}\right) \cdot 24\left(\frac{h}{dia}\right) \cdot 365\ días = 11735,35\ kg\ anuales\ de\ Antiincrustante\ (2^o\ paso)$

Tabla 5.13: Datos de dosificación de Antiincrustante en línea

	Previo 1º Paso de Ósmosis	Previo 2º Paso de Ósmosis
Reactivo	Antiincrustante	Antiincrustante
Modo de aplicación	Continuo	Continuo
Caudal a tratar (m³/día)	71448,10	32151,64
Caudal a tratar (m³/hora)	2977,00	1339,65
Periodo de funcionamiento (horas)	24	24
Dosificación (ppm)	1	1
Densidad del producto (kg/L)	1,36	1,36
Riqueza (%)	100	100
Cantidad de producto (kg/h)	2,98	1,34
Dosificación de producto (L/h)	2,19	0,99
Consumo (L/día)	52,54	23,64
Aut. depósito almacenamiento (días)	14	14
Volumen depósito (m³)	0,74	0,33
Volumen depósito adoptado (m³)	1	0,5
Necesidad anual de reactivo (kg)	26078,56	11735,35

➤ Equipos para la dosificación

- Depósito conjunto de almacenamiento de polietileno de alta densidad de 1,3 m³ con electro – agitador.
- 2 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo Alpha C (1 + 1 reserva), con una capacidad máxima unitaria 3,5 L/h y 10 Bar de presión de trabajo con modelo de 50 Hz.
- Conducción de dosificación mediante tubería de PVC.
- Variador de frecuencia para la selección de caudal a dosificar.

5.3.6.7. Resumen de productos químicos

Como se ha explicado con anterioridad, la planta, está dividida en dos líneas o trenes que trabajan de manera paralela y simultánea, haciendo la planta más versátil y evitando así un paro total de la planta en caso de avería o ensuciamiento de las membranas de ósmosis.

La cantidad de productos químicos calculados anteriormente necesarios para el correcto funcionamiento de la planta son por línea o tren de ósmosis, exceptuando la dosificación de hipoclorito sódico usado en la desinfección en el inmisario submarino que es común para ambas líneas de ósmosis.

Por lo tanto los kg anuales totales que serán necesarios en el pretratamiento químico del agua de aporte a las membranas de ósmosis se detallan en la Tabla 5.14:

Tabla 5.14: Resumen de dosificación de productos químicos

Reactivo	Objetivo	Aplicación	Nº Líneas	Kg/año por línea	Kg anuales totales
Hipoclorito Sódico	Desinfección	Cantara	1	527906,03	527906,03
Cloruro Férrico	Coagulante	Línea	2	274511,13	549022,27
Hipoclorito Sódico	Desinfección	Línea	2	105581,21	211162,41
Ácido Sulfúrico	Ajuste de pH	Línea	2	139345,75	278691,51
Bisulfito Sódico	Eliminación de Cloro	Línea	2	65854,94	131709,88
Antiincrustante	Evitar precipitación	Línea	2	37813,91	75627,81
Hidróxido de Sodio	Ajuste de pH	Línea	2	82147,45	164294,91

5.4. Filtros de cartucho

Los filtros de cartucho se instalarán previos a las membranas de ósmosis, estos filtros más que un sistema de pretratamiento son, para evitar el paso de pequeñas partículas que puedan dañar las membranas de ósmosis, con un paso de corte de 5 μm .

En un principio, el agua tras la ultrafiltración, debería estar en condiciones adecuadas para ser bombeada directamente a los bastidores de ósmosis, pero debido a la existencia de un tanque intermedio, existe la posibilidad de que el agua lleve pequeñas partículas que puedan llegar a dañar las membranas de ósmosis. También, existe la posibilidad, que debido a un fallo puntual tanto en el pretratamiento físico (filtros de anillas, ultrafiltración...), como en el pretratamiento químico, se pueda comprometer la estructura de las delicadas membranas de ósmosis, poniendo en peligro la integridad de estas. Por esto, los filtros de cartucho son más bien un sistema de protección para las membranas de ósmosis y no un pretratamiento físico en sí mismo.

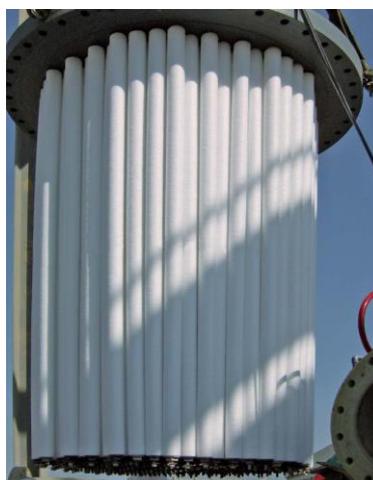


Figura 5.18: Elementos filtrantes de un filtro de cartucho

Los filtros de cartucho consistirán en unos cilindros de PRFV dentro de los cuales irán ubicados los elementos filtrantes. Éstos estarán contruidos en polipropileno bobinado y contarán con un alma o cuerpo central tubular sobre el que se enrolla el material filtrante, de modo que las partículas quedarán retenidas en la superficie y el agua pasará a través de la superficie filtrante hacia el tubo central.

Estos filtros de cartucho, a diferencia de los demás sistemas de filtrado de la planta no tienen sistemas de limpieza, por lo que cuando se detecta un ensuciamiento (presión diferencial de 1,2 Bar) que impida su correcto funcionamiento han de ser sustituidos. Cabe destacar que debido al diseño de esta planta y debido a la existencia de un pretratamiento de ultrafiltración, el ensuciamiento de los filtros de cartucho será menor que en otras instalaciones.

5.4.1. Cálculo de los filtros de cartucho

El filtro elegido para este propósito será el modelo 120 FTP-5B de la marca Fluytec, cuyas características técnicas se pueden ver en el Anexo III, este consistirá en un cuerpo central tubular de polipropileno donde se alojan los filtros de cartucho en PRFV (Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio).

Tabla 5.15: Características de los modelos de los filtros de cartucho

Modelo	A DN	B	H	N1/N2 DN	Qdiseño m ³ /hora	Nº Cartuchos	L cartuchos
120 FTP-4 B	900	750	3.040	250	312	120	1.000
120 FTP-5 B	900	750	3.285	250	390	120	1.250
120 FTP-7 B	900	875	3.960	300	546	120	1.750
150 FTP-4 B	1.000	750	3.095	250	390	150	1.000
150 FTP-5 B	1.000	750	3.345	250	487	150	1.250
150 FTP-7 B	1.000	875	4.020	300	682	150	1.750
180 FTP-4 B	1.100	750	3.140	250	468	180	1.000
180 FTP-5 B	1.100	875	3.615	300	585	180	1.250
180 FTP-7 B	1.100	950	4.140	350	819	180	1.750
240 FTP-4 B	1.200	875	3.410	300	624	240	1.000
240 FTP-5 B	1.200	950	3.735	350	780	240	1.250
240 FTP-7 B	1.200	1.050	4.285	400	1.092	240	1.750
270 FTP-4 B	1.300	875	3.435	300	702	270	1.000
270 FTP-5 B	1.300	950	3.760	350	877	270	1.250
270 FTP-7 B	1.300	1.050	4.310	400	1.228	270	1.750
310 FTP-4 B	1.400	950	3.565	350	806	310	1.000
310 FTP-5 B	1.400	1.050	3.910	400	1.007	310	1.250
310 FTP-7 B	1.400	1.150	4.465	450	1.410	310	1.750

La configuración de los filtros será en forma vertical, puesto que de este modo el espacio ocupado es menor. La entrada de agua se ubica en el fondo del filtro, que pasará a través de la superficie filtrante donde las partículas quedarán retenidas para finalmente ser desalojada por la tapa superior del filtro.



Figura 5.19: Cuerpo de un filtro de cartucho realizado en PRFV

Los datos básicos de diseño de los filtros de cartucho se resumen en la Tabla 5.16:

Tabla 5.16: Características de los filtros de cartucho

Grado filtración (μm)	5
Longitud filtro (mm)	1250
Diámetro exterior (mm)	60
Diámetro interior (mm)	28
Presión de filtración (Bar)	6
Presión diferencial de sustitución (Bar)	1,2
Velocidad de Filtración (m/h)	14
Temperatura operación máxima ($^{\circ}\text{C}$)	80
Q de trabajo ($\text{m}^3/\text{día}$)	71448,10
Q de trabajo (m^3/h)	2977,00
Q de diseño del filtro (m^3/h)	390
Nº Cartuchos por filtro	120
Nº Filtros a instalar	7,63
Nº Filtros totales	8+1
Nº Cartuchos totales	1080

5.5. Ósmosis inversa

La ósmosis inversa consiste en impulsar una corriente de agua de mar bruta (aporte) por medio de una bomba de alta presión a través de una membrana semipermeable de tal forma que como resultado se obtenga un flujo de agua prácticamente libre de sales (permeado) y otro con una concentración salina muy superior a la inicial (rechazo) [4].

- **Aporte:** es la solución que llega a las membranas de ósmosis inversa. El aporte está en contacto con el lado de alta presión de la membrana.
- **Permeado:** es la solución desalada se obtiene al otro lado de la membrana (el lado de baja presión) después de atravesarla.
- **Rechazo:** es la solución que no atraviesa la membrana y tiene una concentración en sales superior al aporte y al permeado.



Figura 5.20: Esquema del proceso de ósmosis inversa de un paso

Dependiendo del tipo de agua de alimentación y la calidad buscada en el agua producto, será necesario adecuar el proceso de ósmosis inversa con diferente número de pasos y/o etapas:

- **Paso de ósmosis inversa:** se llama paso a cada una de las fases o trenes de membrana por las que se hace pasar el agua a tratar, de modo que el producto de una fase constituye la alimentación de la fase siguiente. Si el producto obtenido de un primer paso es bombeado al interior de otras membranas se dice que el proceso consta de 2 pasos, si este proceso se repite será de 3 pasos y así sucesivamente.

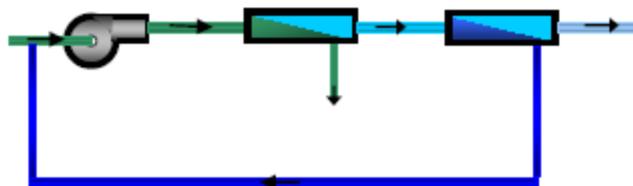


Figura 5.21: Esquema de ósmosis de dos pasos y una etapa

- **Etapas de ósmosis inversa:** se llama etapa a cada una de las fases o trenes de membranas por las que se hace pasar el agua a tratar, de forma que el rechazo de una fase constituye la alimentación de la fase siguiente. Se dice que el primer módulo es la primera etapa y el siguiente módulo la segunda etapa y así sucesivamente.

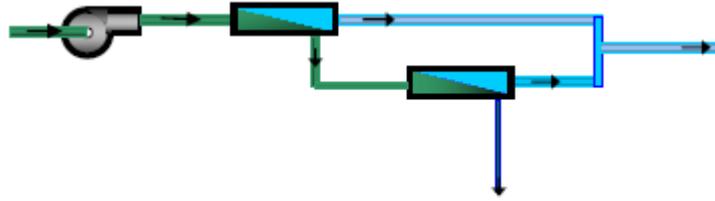


Figura 5.22: Esquema de ósmosis de dos pasos y dos etapas

El agua de mar, debido a su concentración en sales tiene una presión osmótica de unos 25 – 30 bares, esto es, que a partir de esa presión empezaremos a conseguir la primera gota de permeado. Pero durante el proceso de ósmosis el agua de mar se va concentrando en el interior de las membranas, aumentando por lo tanto su presión osmótica, lo que implica presiones comprendidas entre 55 – 60 Bares, es decir dos veces y media la presión osmótica inicial obteniéndose una conversión del 45% apropiadamente.

Esta diferencia de presión necesaria para llevar cabo el proceso de ósmosis, depende de varios factores, como el tipo de agua y las sales disueltas en ella, del pretratamiento utilizado, temperatura y pH del agua, así como el ensuciamiento y edad de las membranas.

5.5.1. Factores que afectan al proceso de ósmosis inversa

- **Temperatura:** el aumento de la temperatura provoca una disminución de la viscosidad del agua de aporte, con lo que el flujo específico de permeado aumenta. Como estimación, por cada °C el flujo de permeado aumenta un 3%. También se produce una disminución en el rechazo de sales de la membrana, aproximadamente un 6% por cada °C.

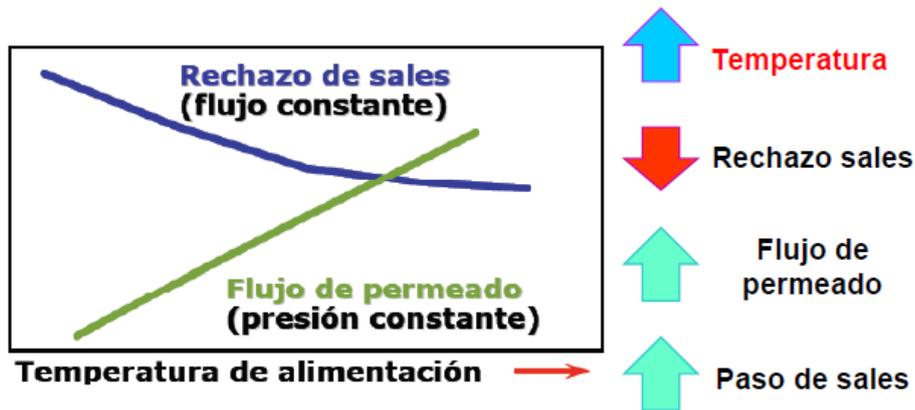


Figura 5.23: Efecto de la temperatura frente al paso de sales en OI

- **Concentración de sales:** una mayor salinidad del agua provoca un mayor paso de sales y una reducción tanto del flujo de permeado, como en el rechazo de sales.

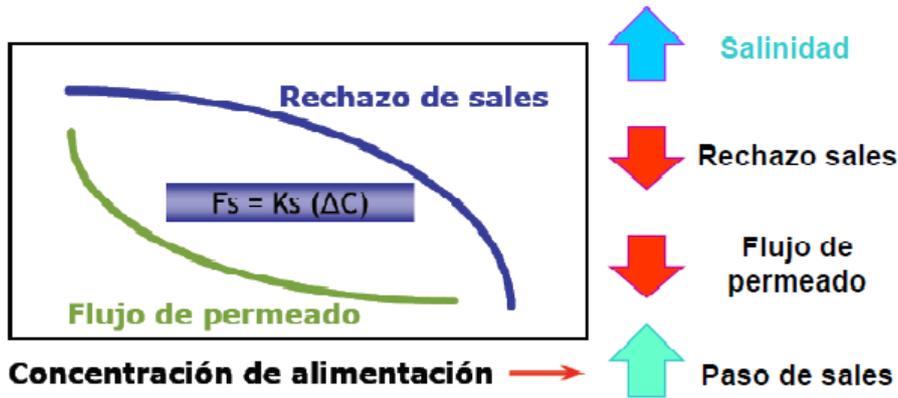


Figura 5.24: Efecto de la concentración de alimentación frente al paso de sales en OI

- **Presión de alimentación:** un aumento en la presión de entrada provoca el consiguiente aumento en el caudal de permeado, en la concentración de sales en el rechazo y una disminución del paso de sales.

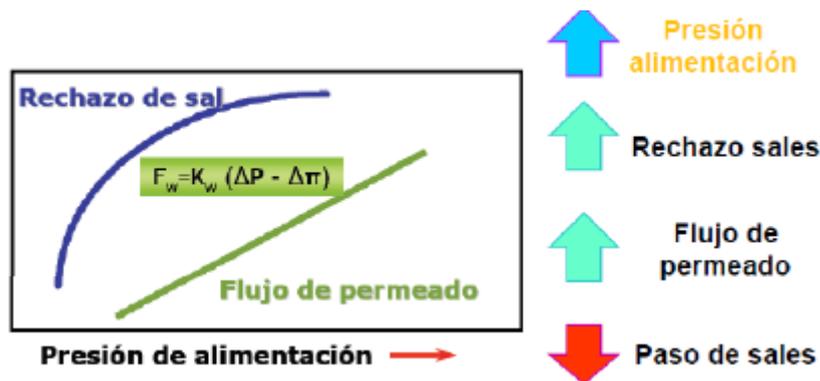


Figura 5.25: Efecto de la presión de alimentación frente al paso de sales en OI

- **pH:** cuanto más básico sea el pH, menor será el paso de sales y por consiguiente mayor será la concentración en el rechazo.



Figura 5.26: Efecto del pH frente al paso de sales en OI

- **Edad de las membranas:** la degradación por la edad que sufren las membranas junto a la presión a las que están sometidas durante su funcionamiento, da lugar a un fenómeno conocido como compactación, que produce una reducción del caudal y por lo tanto un aumento de la presión para seguir produciendo el mismo caudal de permeado.

5.5.2. Elementos que conforman el sistema de ósmosis inversa

- **Membranas:** Se define así al elemento aislado que constituye la parte principal de un sistema de ósmosis. La membrana consiste en una barrera semipermeable que filtra las partículas de agua.
- **Módulo de membranas:** Se define como el conjunto de membranas de ósmosis inversa montada en un único tubo de presión.

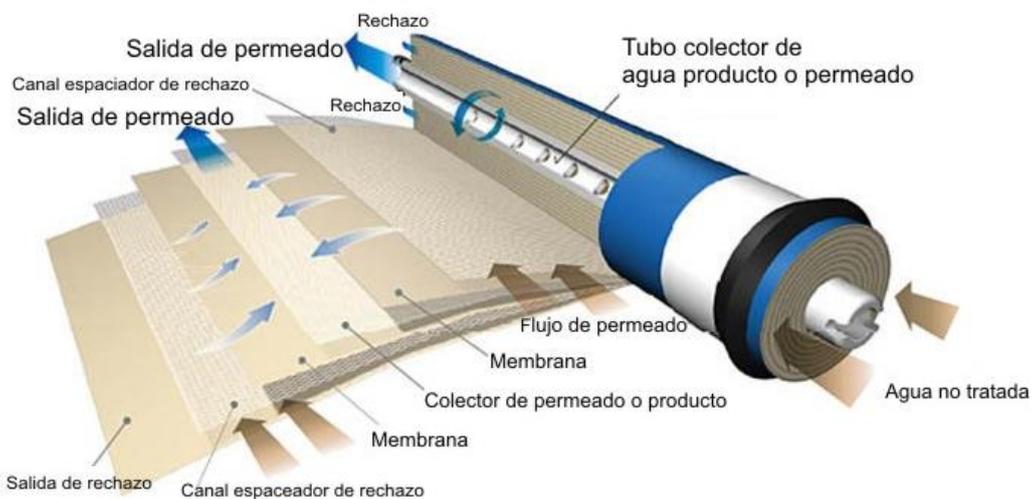


Figura 5.27: Esquema y detalles de un módulo de membrana

- **Bastidor de membranas:** Se define como el conjunto de módulos de membranas dispuestos en el número de etapas que se hayan diseñado, pero alimentados por una única bomba de alta presión.
- **Bomba de alta presión:** Las bombas de alta presión son las encargadas de impulsar el agua a tratar hacia las membranas de ósmosis a la presión requerida.



Figura 5.28: Bastidores de ósmosis alimentadas por bombas de alta presión

5.5.3. Diseño de ósmosis inversa

El diseño de la ósmosis, como el de toda la planta, estará dividido en dos trenes que trabajan de manera paralela para tener un sistema flexible frente a posibles incidentes y adaptable a diferentes caudales. Cada tren, constara de 1 bastidor del primer paso seguido de 1 bastidor del segundo paso, separado por un depósito intermedio. Cada conjunto de bastidores de primer y segundo paso de ósmosis tendrá una capacidad de 30.300 m³/día por tren, haciendo un total para toda la planta de 60.600 m³/día. El diseño se hará teniendo en cuenta los requerimientos del agua producto que se resumen en la Tabla 5.17:

Tabla 5.17: Características del agua producto

Boro – B (ppm)	0,5
Cloruros – Cl (ppm)	50
Sólidos totales disueltos (ppm)	300
pH	7,8 – 8,5
Índice de Langelier	0 ± 0,5
Dureza - como CaCO₃ (ppm)	80 – 120
Turbidez - NTU	0,5

5.5.3.1. Consideraciones del diseño de ósmosis

Para el diseño del sistema de ósmosis se ha tenido en cuenta diferentes parámetros, uno de los principales objetivos será la eliminación de Boro, no superando en las peores condiciones de trabajo los 0,5 ppm de Boro en disolución en el agua producto. Como consecuencia de este condicionante se ha optado por un sistema con doble paso de ósmosis inversa que facilita la eliminación de sales, entre ellas el Boro. Y con una doble etapa en el segundo paso que mejora la conversión global del proceso.

Otro factor importante a tener en cuenta, es la presión de operación de las membranas de ósmosis, si bien estas membranas soportan presiones de hasta 80 bares, no es aconsejable sobrepasar los 60 bares de presión en las peores condiciones de operación. Las bombas de alta presión son las encargadas de bombear el agua a través de las membranas, siendo éstas el elemento de la planta que más energía consume en el proceso, por ello, no es recomendable trabajar con altas presiones que encarezcan el precio del agua. Para reducir el coste de energía derivado de las bombas de alta presión se opta por instalar unos recuperadores de energía rotarios que devuelven parte de la presión del agua de rechazo al agua de aporte.

5.5.3.2. Simulación del sistema de ósmosis inversa

Para realizar el diseño del sistema de ósmosis inversa se ha usado el software de simulación de procesos “Integrated Membrane Solutions Design” o IMS Design [8], proporcionado por la empresa suministradora de membranas de ósmosis “Hydranautics Corp.”. Mediante esta simulación se ha escogido el número de pasos, el número de etapas y el tipo y número de membranas que mejor se ajustan a los requerimientos deseados del agua producto, además de definir los parámetros específicos del agua para que el proceso se lleve a cabo de manera eficiente.

En primer lugar, para comenzar la simulación de la ósmosis inversa, se debe introducir el análisis químico del agua de mar a tratar, estos datos se introducirán en la pestaña del software denominado “Análisis” tal y como se muestra a continuación. Además de seleccionar otros parámetros físicos del agua como pH, turbidez, temperatura, etc.

Parámetro	Valor	Unidad
pH	8,10	
Temp.	21,0	C
Turbid.	5,0	
SDI	3,0	15min
Cond. E	61461	µS/cm
CO2	0,908	ppm
H2S	0,0	ppm
Fe	0,000	ppm
Ca	450,0	ppm
Mg	1400,0	ppm
Na	12349,5	ppm
K	420,0	ppm
NH4	0,0	ppm
Ba	0,000	ppm
Sr	5,000	ppm
CO3	17,2	ppm
HCO3	170,0	ppm
SO4	3000,0	ppm
Cl	21980,4	ppm
F	1,5	ppm
NO3	1,0	ppm
B	5,00	ppm
SiO2	0,0	ppm
Total Positiv.	685,49	meq
Total Negativ.	685,99	meq
SDT calculados	39800	ppm
Sat. CaSO4	24,0	%
Sat. Sílice	0,0	%
Índ. saturación	1,2	Langelier
Fuerza iónica	0,786	
Sat. BaSO4	0,0	%
Saturación de	16,6	%
Presión osmótica	416,7	psi

Figura 5.29: Análisis agua de mar (IMS Design)

Como se observa, el programa aporta otros datos de interés a partir de las concentraciones de las principales sales disueltas como, la presión osmótica, la SDT, fuerza iónica, índice de Langelier, así como otros datos de interés.

Una vez introducidos los datos químicos del análisis del agua, pasamos a la siguiente pestaña denominada "Diseño de OI". En esta pestaña el programa nos permitirá elegir varios parámetros que serán necesarios a la hora de elegir el bastidor de ósmosis que más se ajuste a nuestras necesidades. Así pues, podremos elegir el caudal de permeado que queremos obtener, el tipo y el número de membranas así como la edad de éstas, el número de etapas y/o pasos de los bastidores de ósmosis, la conversión de estos pasos y la temperatura y pH del agua de alimentación.

Proyecto		Calculado por		Fecha	
Alfonso		Alfonso			
pH	8,10	Edad membrana	3,0 años	Tipo de Químico	H2SO4
Temp.	21,0 C	Dos. Prod. Quím.	0,4 ppm	Concent. Químicos, %	100
Disminución flujo %/año	7,0		7,0	Agua Alim.	Agua de mar - toma abierta
Factor de Ensuciamiento	0,80		0,80	Mezcla permeado	<input type="checkbox"/> Contrapres. Perm.
Increment. paso sal %/año	10,0		10,0	Recirc. Concentrado	<input type="checkbox"/> Bomba búster
Recup. Permeado %	45,0		90,0	Center Port	<input type="checkbox"/> ERD <input checked="" type="checkbox"/>
Caudal Perm.	m3/d	33666,67	30300,00		
Flux promedio	l/m2-hr	8,9	24,5		
Caudal Alimentación	m3/d	74814,8	33666,7		
Caudal Concentrado	m3/d	41148,2	3366,7		
Caudal recirc.	m3/d		3366,7		

Etapa 1		Etapa 2	
Modelo	SWC4B MAX	Modelo	ESPAB MAX
Elementos/tubo	7	Elementos/tubo	7
Tubos	552	Tubos	120
		Tubos	60

Figura 5.30: Datos de diseño (IMS Design)

La simulación que se ha realizado, corresponde a un doble paso de ósmosis inversa, el primer paso, de una sola etapa con una conversión del 45% y el segundo paso, formado de dos etapas con una conversión conjunta del 90%. La conversión global del proceso estará en torno al 42,5%.

La disposición de dos pasos aumenta la calidad en el agua producto, mientras que la doble etapa del segundo paso garantiza una adecuada conversión global del proceso. Ambos pasos están separados por un depósito intermedio que facilita la explotación de la planta, ya que trabajar en continuo es muy complejo.

Para el primer paso de ósmosis, se ha optado por instalar el modelo SWC4 B Max de la marca Hydranautics, este modelo de membrana fabricada en poliamida y con enrollamiento en espiral está especialmente diseñado para tratar agua de mar y es especialmente efectiva en la filtración de sales, llegando a retener hasta un 99,8% de sales. El área efectiva de esta membrana o su superficie filtrante es de las mayores de la serie llegando a los 40,8 m²

llegando a filtrar hasta un total de 27,3 m³/día por membrana. Para el segundo paso de ósmosis se ha elegido el modelo ESPA B Max también de la marca Hydranautics, es también una membrana de poliamida con enrollamiento en espiral, este modelo de membrana está diseñada para tratar aguas salobres y su principal función es la retención de sales especialmente el boro, llegando a retener hasta un 99,3% de sales. El área efectiva de esta membrana es de 40,8 m² filtrando un total de 34,1 m³/día por membrana. Las características técnicas de las membranas de ósmosis quedan recogidas en el Anexo IV.

Una vez seleccionadas las membranas e introducidos los datos, se debe pulsa ejecutar. Este comando determinará, para los parámetros introducidos las concentraciones de sales del permeado, así como los caudales y presiones del sistema de ósmosis, tal y como se muestra en la Figura 5.31:

Proyecto: Alfonso **Calculado por:** Alfonso **Fecha:**
pH: 8,10 9,50 **Edad membrana:** 3,0 años **Tipo de Químico:** H2SO4
Temp.: 21,0 C **Dos. Prod. Quím.:** 0,4 ppm **Concent. Químicos, %:** 100
Disminución flujo %/año: 7,0 7,0 **Agua Alim.:** Agua de mar - toma abierta
Factor de Ensuciamiento: 0,80 0,80 **Mezcla permeado:** Contrapres. Perm.
Increm. paso sal %/año: 10,0 10,0 **Recirc. Concentrado:** Bomba búster
Recup. Permeado %: 45,0 90,0 **Center Port:** ERD
Caudal Perm.: m3/d 33666,67 30300,00
Flux promedio: l/m2-hr 8,9 24,5
Caudal Alimentación: m3/d 74814,8 33666,7
Caudal Concentrado: m3/d 41148,2 3366,7
Caudal recirc.: m3/d 3366,7

Resultados Cálculo **Presión:** bar **Caudal/tubo:** m3/hr **l/m2-hr**

Arreolo	Tubos	Alim.	Conc.	Alim.	Conc.	Flux	Beta
1-1	552	57,4	56,7	5,6	3,1	8,9	1,01
1-2	0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00
1-3	0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00
1-4	0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00

Concentración Perm. (ppm)

Ca	0,01	K	0,21	Sr	0,00	Cl	6,08	NO3	0,01	CO2	0,00
Mg	0,02	NH4	0,00	CO3	0,00	SO4	0,05	B	0,23	pH	8,3
Na	3,89	Ba	0,00	HCO3	0,19	F	0,00	SiO2	0,00		

SDT total: 10,7 ppm

Parámetros Conc.

CaSO4 sat. %	49	SrSO4 sat. %	34	Fuerza iónica	1,40	pH	8,0
BaSO4 sat. %	0	SiO2 sat. %	0	Presión osmótica	51,3	Bar	

Índice Saturación: Langelier: 1,7 **Stiff & Davis:** 0,66 **SDT total:** 71055,7 ppm

Nota: Usar Inhib. Incrust.

Pasos: 2 **InterPasos:** bomba
Siguiente:
Impr.:
Diagr. Flujo:
 Resultados
 Cálculo sumario

Figura 5.31: Cálculos de diseño (IMS Design)

Además de la simulación también se muestra un diagrama para cada situación en particular, donde podemos observar las corrientes de flujo, la cantidad de sales, así como las presiones de trabajo necesarias para el correcto funcionamiento del proceso como se aprecia en la Figura 5.32.

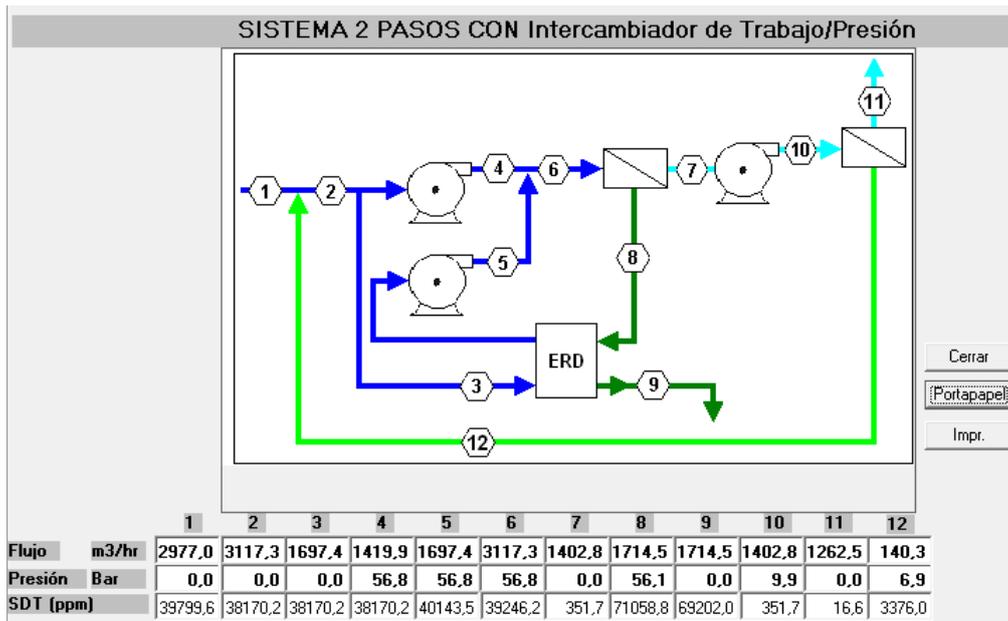


Figura 5.32: Diagrama de flujo (IMS Design)

La simulación se ha realizado atendiendo a la vida efectiva de las membranas, considerando como tal los años que pueden mantenerse en operación las membranas sin tener que someterlas a ningún proceso de recuperación. Se ha optado por simular membranas desde 0 hasta 3,5 años, verificando que el comportamiento es correcto y cumple plenamente con los requerimientos exigidos.

Otro parámetro a tener en cuenta en la simulación, es la temperatura del agua de alimentación, por ser un factor influyente en el rendimiento de la osmosis. Se ha simulado temperaturas desde los 14 °C hasta los 26 °C, que será la temperatura del agua en la zona en las diferentes épocas del año.

En la Tabla 5.18 se resumen los parámetros obtenidos para todas las simulaciones, que también quedan recogidas en el Anexo V:

Tabla 5.18: Simulaciones del programa IMS Design

Temperatura (°C)	Edad Membranas	TDS (ppm)	P _{BAP} (bar)	Boro (ppm)	P _{BAP 2 PASO} (bar)	Cloro (ppm)
14	0	3,57	56,6	0,102	10,8	2,000
	3,5	6,32	60,3	0,169	13,5	3,563
18	0	4,99	55,6	0,151	9,8	2,803
	3,5	8,88	58,6	0,248	12,2	5,013
22	0	7,00	55,2	0,220	9,0	3,938
	3,5	12,63	57,6	0,356	11,1	7,148
26	0	9,82	55,2	0,313	8,3	5,533
	3,5	17,96	57,2	0,497	10,3	10,185

5.5.3.3. Determinación del bastidor de ósmosis

De cara a tener un sistema flexible frente a posibles incidentes y adaptable a diferentes caudales, se ha decidido dividir la planta en dos trenes independientes.

Tal y como ocurre con el resto de la planta, el proceso de ósmosis inversa también se encuentra dividido en dos trenes simétricos. Cada uno de ellos consta de:

- 1 bastidor de ósmosis inversa de primer paso
- 1 bastidor de ósmosis inversa de segundo paso
- 1 bombas de alta presión para el primer paso
- 1 bombas de alta presión para el segundo paso
- 1 bombas de recirculación Booster

Además, ambos trenes compartirán:

- 1 bomba de reserva de alta presión de alimentación para el primer paso de ósmosis
- 1 bomba de reserva de alta presión de alimentación para el segundo paso de ósmosis
- 1 bomba de recirculación Booster de reserva.

El sistema bastidor – membrana que cumple todos los criterios expuestos previamente y se ajusta mejor a las necesidades de la planta tiene las siguientes características:

Tabla 5.19: Resumen de los bastidores de ósmosis

CARACTERISTICAS		1º PASO DE OI	2º PASO DE OI
Conversión aproximada (%)		45	90
Nº etapas		1	2
Nº líneas		3	3
Flujo específico L/m ² h)		8,9	24,5
Caudales (m ³ /día)	Aporte	74814,8	33666,67
	Permeado	33666,67	30300
	Rechazo	41148,12	3366,67
Modelo de membrana		SWC4B MAX	ESPAB MAX
Nº membranas por tubo		7	7
Nº tubos por tren		552	120 60
Nº membranas en total		3864	1260

5.5.3.4. Limpieza de membranas de ósmosis

En cuanto a la limpieza de las membranas, debemos tener en cuenta que la capacidad de recuperación de las membranas dependerá en gran medida de la rapidez de detección del problema, sobre todo si dicho ensuciamiento tiene lugar en un corto periodo de tiempo y de la rapidez que se actúe una vez detectado el problema.

A modo de resumen, será necesario realizar una limpieza de las membranas si ocurre cualquiera de las siguientes situaciones:

- El paso de sales se incrementa en un 15%
- La producción varía (aumenta o disminuye) en más de un 10%
- El caudal de rechazo varía en más de un 10%
- La pérdida de carga de los módulos se incrementa en más de un 10%
- La presión de alimentación se incrementa en más de un 10%
- Ante largos periodos de parada (más de una semana)

No obstante, teniendo en cuenta la buena calidad del agua de alimentación que llega a las membranas la necesidad de limpieza se reduce considerablemente. Por lo general, si no se producen problemas, se realizará una limpieza al año para regenerar las membranas. Esta limpieza consiste en un circuito por donde agua desalada con los reactivos oportunos son bombeados a través de los bastidores de ósmosis de primera y/o la segunda etapa limpiando las membranas a su paso, previo paso por un filtro de cartucho que protegerá la membranas de ósmosis.

Aunque el lavado suele ser específico para cada situación, en muchos casos se desconoce la causa exacta del ensuciamiento y se realiza en dos fases, comenzando con un lavado ácido y siguiendo con otro básico, aunque en casos muy persistentes se realizan lavados especiales.

Los productos químicos que se emplean en el lavado deben ser apropiados al agente causante del ensuciamiento:

- Ácido para la eliminación de los precipitados inorgánicos
- Alcalino para el ensuciamiento por materia orgánica
- Lavados especiales para ensuciamientos biológicos

5.6. Sistema de recuperación de energía (ERI)

Uno de los principales inconvenientes que presenta el proceso de desalación por ósmosis inversa es la gran cantidad de energía que demandan las bombas de alta presión encargadas de impulsar el agua a través de las membranas de ósmosis. Por esta razón, el desarrollo de sistemas de recuperación de energía, empleados en reducir el consumo eléctrico de las bombas de alta presión ha ido de la mano en el desarrollo de esta tecnología.

En este caso, como se ha comentado con anterioridad, utilizaremos un sistema de intercambiador de presión por cámaras isobáricas de la empresa Energy Recovery, de forma que se aprovechara la gran presión de salida del agua de rechazo del primer paso de ósmosis, para devolverla en gran parte, al agua bruta de entrada y así disminuir la cantidad de energía necesaria a la entrada del proceso de ósmosis.

5.6.1. Descripción del proceso del sistema ERI

El recuperador de energía cambia fundamentalmente el modo en que un sistema de ósmosis inversa opera. Ya que el flujo de agua de salmuera del primer paso de ósmosis [G] pasa a través del recuperador, donde la presión es transferida directamente al agua de mar hasta con un 98% de eficiencia. El flujo de agua de mar presurizado [D], el cual es casi igual al de agua de salmuera en presión y volumen, pasa a través de la bomba de recirculación bomba Booster. Esta bomba de recirculación impulsa el agua en el circuito de alta presión [E-G-D] a una tasa controlada por un variador de frecuencia en el motor de la misma. El agua de mar completamente presurizada, es impulsada desde la bomba de recirculación y se une al flujo de agua de mar proveniente de la bomba de alta presión (E), como se muestra en la Figura 5.33:

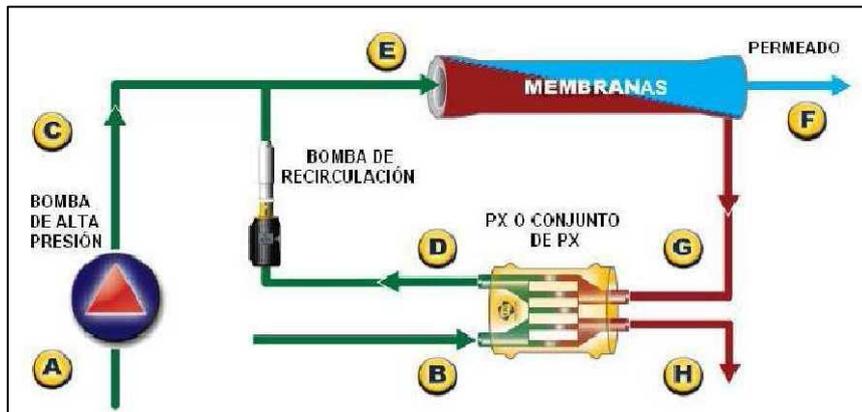


Figura 5.33: Esquema del sistema de ósmosis con sistema de recuperador de energía

Cada recuperador de energía de este tipo dispone de un rotor el cual se ensambla entre dos tapas encargadas de sellar, distribuir y recoger hacia las cámaras, tanto el agua de mar como la salmuera de rechazo. Todo ello se monta dentro de un cilindro de PRFV dimensionado para soportar altas presiones de trabajo. En este sistema en todo momento la mitad de las cámaras menos una están en contacto con el lado de alta presión y la otra mitad menos una con el lado de baja presión. Las dos cámaras que faltan se encuentran en la zona de sellado.



Figura 5.34: Detalle de un intercambiador de presión de la marca ERI

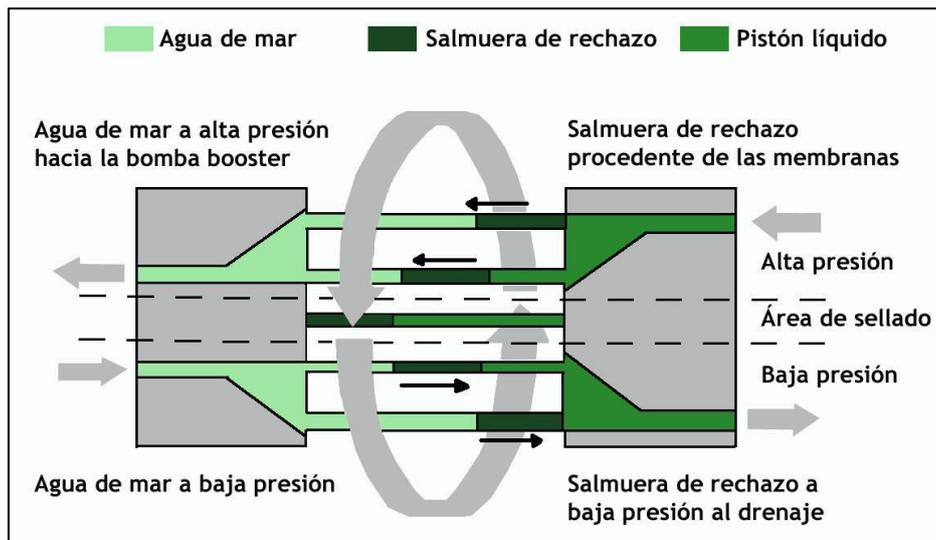


Figura 5.35: Esquema de funcionamiento del recuperador de energía

5.6.2. Diseño del proceso de ERI

El diseño del sistema de recuperación de energía como ocurre con el resto de la planta, se encuentra dividido en dos trenes paralelos, en cada tren se parte de los siguientes parámetros:

Tabla 5.20: Datos de diseño de ERI

Caudal agua permeado (m ³ /día)	33666,67
Caudal agua permeado (m ³ /hora)	1402,78
Nº Líneas	1
Recuperación (%)	45
Presión máxima alimentación (Bar)	60,3
Presión máxima rechazo (Bar)	59,5
Salinidad agua alimentación (ppm)	39800

Para saber el número de recuperadores de energía necesarios a instalar en nuestro sistema de ósmosis, basta con rellenar la hoja de cálculo facilitada por el fabricante Energy Recovery, así como, elegir el modelo de recuperador que más se ajuste con los caudales demandados por el sistema de ósmosis, en este caso será el modelo PX-Q 300. Los datos de la siguiente simulación son en las condiciones más desfavorables de presión.

Como se aprecia en la simulación de la Figura 5.36, el fabricante nos recomienda la instalación de **26 cilindros intercambiadores de presión del modelo PX-Q 300** para cada tren de ósmosis, un total de 52 elementos en toda la planta.

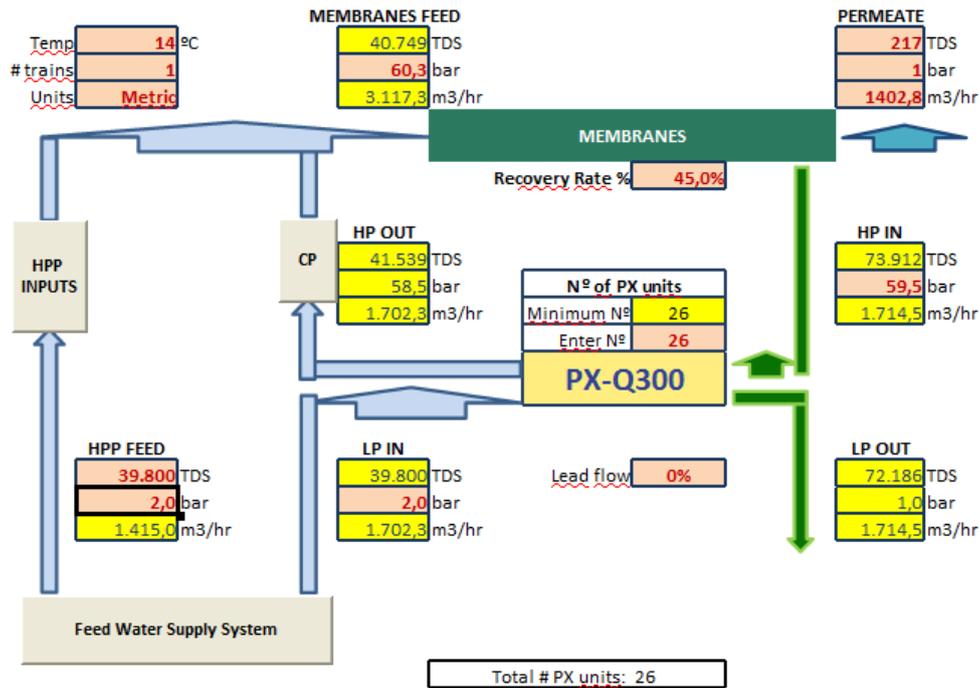


Figura 5.36: Software de cálculo para el diseño de ERI

Además, la simulación también nos aporta datos de las características técnicas de las bombas, tanto de la bomba de alta presión como de la bomba Booster, de forma que nos resulta más sencillo elegir las bombas necesarias para el proceso.

Tabla 5.21: Características de las bombas del proceso de ósmosis

BOMBAS		
Tipo	Bomba de alta presión	Bomba Booster
Eficiencia de la bomba (%)	87	88,9
Eficiencia del motor (%)	96	95,5
Caudal (m ³ /h)	1415,0	1702,3
Diferencia de presión (bar)	58,3	1,8
Consumo eléctrico (kW)	2765,6	98,3

5.7. Remineralización del agua producto

Debido a la gran capacidad de eliminación de sales de las membranas de ósmosis, el agua producida no tiene apenas sales disueltas. En estas condiciones, el agua no es apta para los usos requeridos, como el consumo humano o el regadío, ya que presenta una baja dureza y alcalinidad, por lo que resulta muy agresiva. Por este motivo, el agua producto debe ser remineralizada para alcanzar un equilibrio calcio-carbónico con un proceso de postratamiento [6].

Teniendo en cuenta que este es el último paso antes de su salida a planta, deberemos cumplir los requerimientos de agua potable que establece la legislación, que viene recogido en el Real

Decreto 140/2003 por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua para consumo humano.

Algunos de los parámetros interesantes, a efectos de la desalación que incluye el Anexo I, de este Real Decreto son:

Tabla 5.22: Parámetros de calidad según RD 140/2003

Boro	<1,0 mg/L
Cloruros	<250 mg/L
pH	Entre 6,5 y 9,5
Sodio	<200 mg/L
Conductividad	<2500 μS/cm
Índice de Langelier (LSI)	$\pm 0,5$

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

- Lechada de cal, con saturadores de CO₂
- Lechos de calcita o dolomita con dosificación de CO₂

En el presente proyectos se opta por el diseño de un lecho de calcita con dosificación de CO₂, ya que es un proceso muy sencillo que asegura una calidad constante de agua.

5.7.1. Lechos de calcita

El diseño consta de una celda formada por tres partes diferenciadas: la alimentación o entrada, el lecho de calcita y la zona de recarga, que consta del silo y los conos de dosificación. En la parte inferior entra el agua a una cámara de reparto, desde esta cámara y a través de unos dispositivos estándar de distribución de agua se inyecta por la parte inferior de un lecho de carbonato cálcico triturado de una altura determinada. La carcasa del equipo será de poliéster reforzado con fibra de vidrio.

La salida de agua se produce por rebose en la parte superior de la cámara de remanso. En la parte superior de la celda se encuentra el depósito de reserva de material, y en la parte inferior de dicho depósito se hayan dispuestos una serie de pequeños embudos desde cuya base parten unos tubos alimentadores que descienden hasta la superficie del lecho. Estos alimentadores permiten que el lecho se autoabastezca de calcita de forma lenta y a medida que se consume el producto. Asimismo, los dosificadores evitan que se produzca agitación en la superficie del lecho durante el aporte de material (ya que éste ocurre de forma lenta y gradual a medida que se consume).

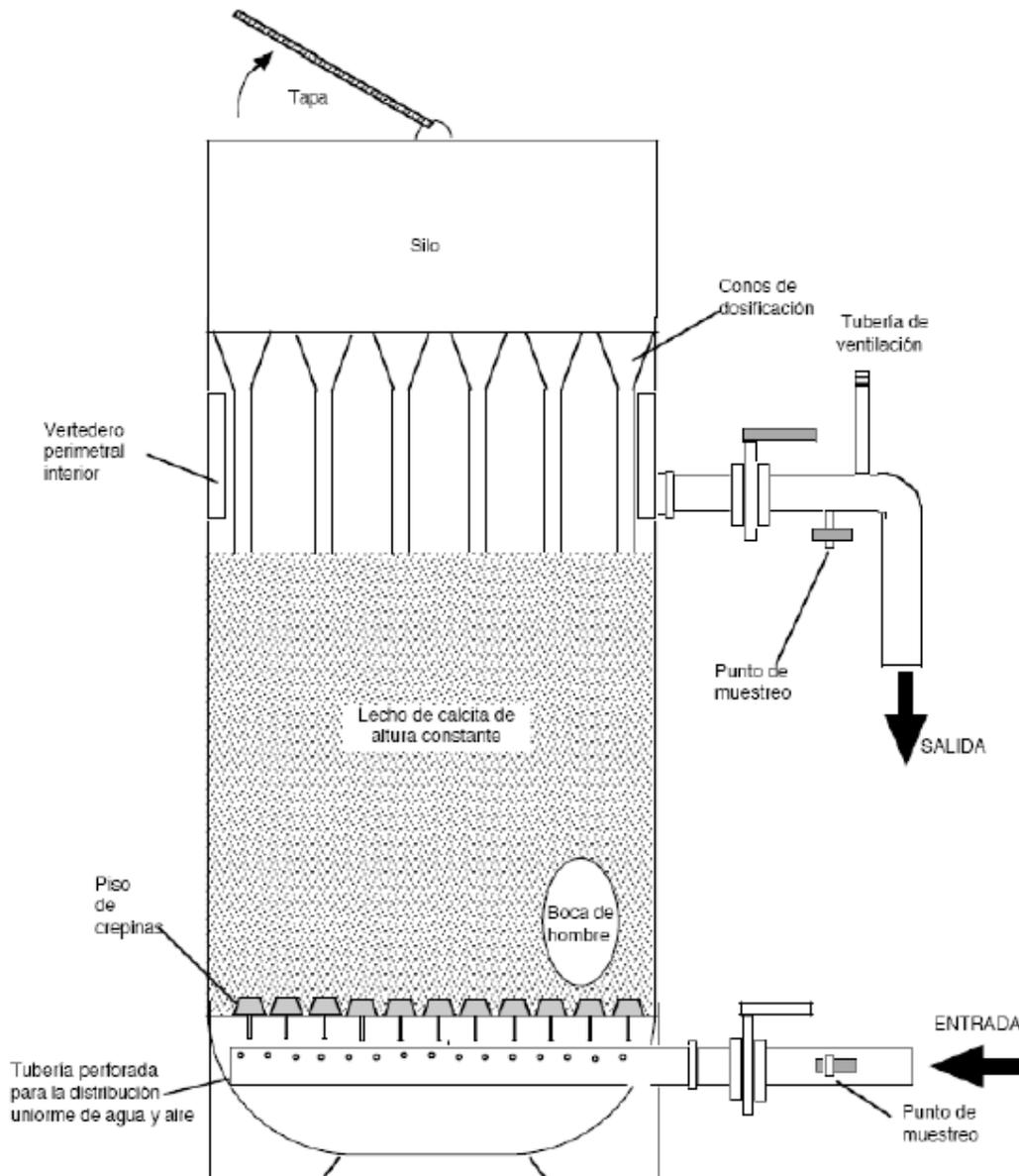


Figura 5.37: Esquema general de la remineralización

El sistema de alimentación permite una alimentación periódica e independiente del proceso de tratamiento del agua. Además, el sistema de elevación cuenta con un respirador para el control de polvos. Cabe señalar que el equipo funciona con la presión residual del agua de salida de ósmosis inversa.

Por otro lado, para facilitar la agitación periódica del lecho de calcita se ha dispuesto un circuito de recirculación de agua que se hace funcionar cada cierto tiempo. Esta agitación permite que no se produzcan atascamientos por las impurezas que contienen la calcita, en el lecho, y que pueden afectar a la calidad del agua. Además, aunque estos lechos no requieren apenas mantenimientos, se realizará un esponjamiento periódico, 1 o 3 veces al año, para eliminar los posibles cauces preferenciales que se puedan haber generado en el lecho

El agua sometida al proceso, sufre un conjunto de modificaciones que le permiten cumplir con las normas que se exigen para el abastecimiento de aguas. Las modificaciones más destacables son el incremento del pH de 6,5 hasta 7,8 - 8,1, la dureza de 5 - 20 mg Ca/L, hasta 45 - 60 mg Ca/L y la alcalinidad de 9 mg HCO₃/L, hasta 60 - 80 mg HCO₃/L.

La inyección de CO₂ se produce en tubería, antes de que el agua entre a los filtros de calcita.

5.7.2. Diseño del proceso de remineralización

Para la remineralización del agua producto se ha decidido utilizar los lechos de calcita con dosificación de CO₂. Este tipo de tratamiento, utiliza carbonato cálcico para neutralizar el gas carbónico durante la filtración dando lugar a bicarbonato y calcio en disolución, aumentando de esta manera la alcalinidad y la dureza del agua. La reacción que tiene lugar es la siguiente:



El material filtrante que se usará es la calcita granulada de pureza de alrededor del 99%. La granulometría recomendada suele estar alrededor de 1-4 mm.

Los motivos por los que se ha decidido utilizar este sistema son:

- El agua disuelve el reactivo necesario para equilibrar su índice de Langelier, por lo que no hay riesgo de infra o sobredosificación.
- Procedimiento muy sencillo, similar a un lecho filtrante.
- Tiene un coste de operación reducido en comparación a otros sistemas como la lechada de cal.
- Produce una baja turbidez en comparación con la lechada de cal.

La dureza del agua se expresa generalmente en grados franceses (°F), siendo la máxima admisible para el agua de consumo humano de 8 °F. Sabiendo que 8 ppm de CaCO₃ equivalen aproximadamente a 1 °F, se añadirán 64 ppm de CaCO₃. La dosificación de CO₂ es de 0,44 veces la dosis de CaCO₃. Por otra parte, la turbidez del agua producto no debe superar los 0,5 NTU, por lo que será necesario ajustar la velocidad de ascensión del lecho con velocidades entre 10 y 15m/h, para minimizar el tiempo de contacto entre el agua producto y el lecho.

Los parámetros para calcular los reactivos necesarios se resumen en la Tabla 5.23:

Tabla 5.23: Parámetros del lecho de calcita

Parámetro	Valor
Caudal alimentación (m ³ /día)	60600
Caudal alimentación (m ³ /h)	2525
Dureza de agua deseada (°F)	8
Relación CaCO ₃ /°F (ppm)	8
Dosis de CaCO ₃ (ppm)	64
Dosis de CO ₂ (ppm)	28,16

- La dosis de CaCO_3 en kg/h será:

$$64 \text{ (ppm)} \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{kg}}{10^3 \text{ g}} \times 2525 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = \mathbf{161,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de } \text{CaCO}_3}$$

- La dosis de CO_2 en kg/h será:

$$161,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 0,44 = \mathbf{71,01 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de } \text{CO}_2}$$

5.7.3. Diseño del lecho

Los parámetros para calcular el diseño de la celda y el lecho de calcita se realizan según los siguientes parámetros:

Tabla 5.24: Parámetros del lecho de calcita

Parámetros	Valor
Caudal a tratar (m^3/h)	2525
Anchura del lecho (m)	3
Longitud del lecho (m)	7
Área de la celda (m^2)	21
Velocidad ascensional (m/h)	10
Tiempo de contacto (min)	12
Tiempo de contacto (h)	0,2

- Cálculo del área de la superficie filtrante total que será necesaria para nuestro caso:

$$S = \frac{Q}{V_a} = \frac{2525 \text{ m}^3/\text{h}}{10 \text{ m}/\text{h}} = \mathbf{252,5 \text{ m}^2 \text{ de superficie filtrante}}$$

- Conocida la superficie filtrante que nos hará falta y sabiendo que cada lecho de calcita tiene 21 m^2 , procederemos a calcular el número de filtros a instalar:

$$N^{\circ} \text{ de filtros} = \frac{S}{A_{\text{Filtro}}} = \frac{252,5 \text{ m}^2}{21 \text{ m}^2} = 12,02 \approx \mathbf{12 \text{ filtros}}$$

La velocidad real en este caso, con 12 filtros será de **10,02 m/s**, muy similar a la requerida por diseño.

- La altura del lecho se calculará multiplicando la velocidad ascensional fijada, por el tiempo de contacto que requiere el agua para alcanzar las condiciones óptimas de mineralización:

$$\text{Altura del lecho} = V_a \times t = 10,2 \text{ m}/\text{h} \times 0,2 \text{ h} = \mathbf{2 \text{ metros de altura de lecho}}$$

Por lo tanto se instalarán un total de **12 filtros** de calcita que tratarán un caudal unitario de **140,3 m³/h**. El lecho filtrante tendrá una base de 7 x 2 metros y una altura de 2 metros, de manera que el tiempo de residencia sea de aproximadamente **12 minutos** para garantizar las condiciones de pH y dureza mínimas exigidas.

5.8. Vertido

En una planta desaladora existen dos tipos de vertidos bien diferenciados de características muy diferentes. El primer tipo agrupa a los subproductos de las limpiezas tanto en los filtros de anillas, la ultrafiltración y la limpieza de las membranas de ósmosis. Y el otro tipo de vertido que tenemos en la planta, es el procedente del primer paso de ósmosis inversa, denominado salmuera o agua de rechazo, con una concentración en sales muy elevada.

5.8.1. Vertido de salmuera

La salmuera o agua de rechazo que se produce en el proceso de ósmosis, no contiene más residuos que los iones en disolución que ya se encuentran en el agua de agua mar, pero en mayor concentración, aproximadamente el doble.

Por tanto, el objetivo en el diseño del vertido será el de reducir esta concentración hasta niveles aceptables que no pongan en peligro la supervivencia de especies fanerógamas que habitan en los fondos marinos.

La fanerógama marina más importante en el mar Mediterráneo es la Posidonia oceánica, tanto por la superficie que ocupa como por su importancia ecológica. Esta especie se diferencia de las algas marinas en que tiene una mayor capacidad de colonizar el fondo arenoso marino gracias a sus raíces, que le permite sujetarse e impedir ser arrastrada por la corriente.

Para la conducción de la salmuera, se construirá, desde la planta desaladora hasta la costa, una tubería de 1,0 metros de diámetro de hormigón. Una vez en la línea de costa, la descarga de salmuera se realizará mediante un emisario submarino de 1,0 metros de diámetro y unos 1500 metros fabricado en polietileno de alta densidad (PEAD), ya que es más resistente a la corrosión, además de ser un material difícil de colonizar por poblaciones marinas. La conducción se ha diseñado para que la velocidad de la salmuera sea de aproximadamente 1,2 m/s y en régimen laminar. Para ello se supone que el desnivel es de 20 metros con la línea de costa y siempre favorable para la conducción.

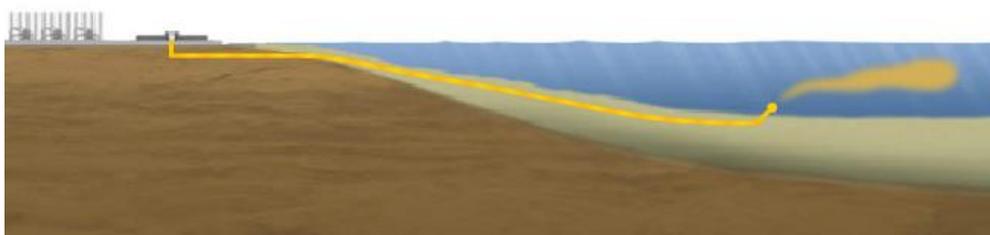


Figura 5.38: Esquema de un emisario submarino con difusores

Los eductores o boquillas utilizan el efecto Venturi para succionar agua de mar y mezclarlo con el caudal de salmuera. Además, estas boquillas dispararán la salmuera con una inclinación de 60° formando una parábola sobre la horizontal. El agua en su trayectoria horizontal se irá mezclando con el agua circundante diluyendo la concentración de sales. Estos eductores estarán contruidos en acero inoxidable, lo que les confiere gran resistencia a la corrosión y a la abrasión.

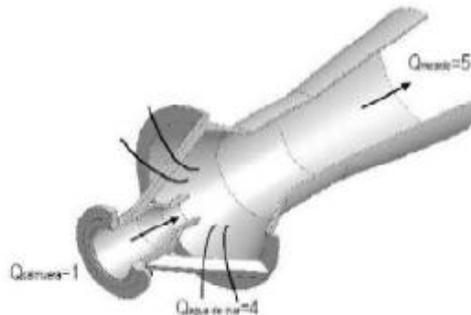


Figura 5.39: Detalle del eductor

Los difusores se dispondrán a una profundidad de unos 20 metros bajo el nivel del mar para conseguir una presión de 1-2 bares necesaria para una correcta dilución de la salmuera. De esta forma, la salmuera discurrirá por gravedad hasta las boquillas de los difusores con la suficiente presión y sin ningún aporte energético.

5.8.2. Otros vertidos

Además de la salmuera se deben considerar otros vertidos procedentes de la misma planta. Estos vertidos son:

- Agua de lavado de la ultrafiltración y filtros de anillas. Contendrán principalmente materia orgánica y sólidos en suspensión.
- Productos de limpieza química de las membranas. Contiene principalmente materia orgánica, sólidos en suspensión y detergentes. La frecuencia de su vertido se realizará una vez al año, con detergentes biodegradables.

Este vertido debido a su alta concentración de productos químicos, materia orgánica e inorgánica deberá ser tratado en una planta depuradora antes de su emisión al medio.

5.9. Bombas y conducciones

Para las conducciones, tanto desde la cantara de captación hasta la panta, como dentro de la planta, usaremos conducciones de PRFV (poliéster reforzado con vidrio). Este material, además de su ligereza y su alta resistencia mecánica presenta un buen comportamiento frente a la corrosión y al desgaste. Sin embargo, para el inmisario de agua de mar, el emisario de salmuera y las conducciones de los sistemas de limpieza CIP y CEB, serán de PEAD (polietileno de alta densidad) debido a su mayor exposición a la corrosión.

- Para calcular el diámetro más adecuado para las conducciones se usará la siguiente fórmula, partiendo de la base que el agua no deberá superar los 1,6 m/s en su recorrido por la planta:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{Q}{V}$$

Dónde:

A: área de la conducción (m²)

Q: caudal de agua a bombear (m³/s)

V: velocidad del agua (m/s)

Ø: diámetro de conducción (m)

- Las pérdidas de carga se calcularán como la suma de las pérdidas debidas a los equipos y las debidas a la circulación.

Para el cálculo de las pérdidas de carga debidas a la circulación se usará el ábaco de Moody, para ello, se debe calcular el número de Reynolds (Re) y la rugosidad relativa de la tubería (K), y así, con la ayuda de la gráfica conocer el coeficiente de rozamiento (f) que nos servirá para conocer las pérdidas de carga debidas a la conducción (h_{r12}).

Para ello nos serviremos de las siguientes fórmulas:

$$Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi}$$

Dónde:

Re: número de Reynolds

Q: caudal de agua a bombear (m³/s)

μ: viscosidad cinemática (1,2 · 10⁻⁶ m²/s para el agua de mar)

Ø: diámetro de conducción (m)

$$K = \frac{\epsilon}{\phi}$$

Dónde:

K: rugosidad relativa

ε: rugosidad absoluto, propio de cada material (m)

Ø: diámetro de conducción (m)

Mediante estos 2 valores y usando la gráfica de Moody calcularemos el coeficiente de rozamiento (f):

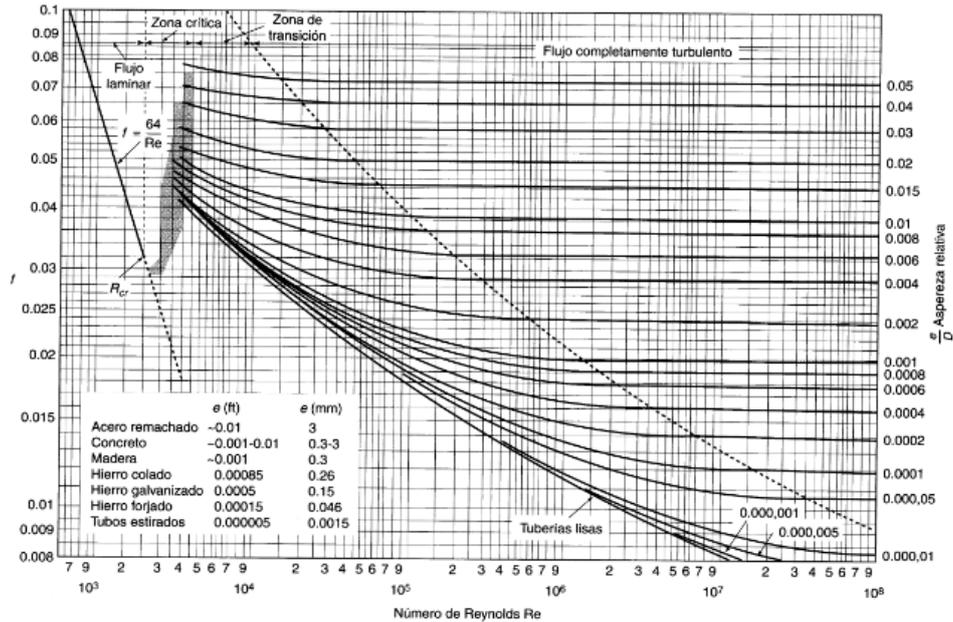


Figura 5.40: Abaco de Moody

Una vez tenemos este valor, se calcularán las pérdidas de carga mediante la siguiente formula:

$$h_{r12} = 0,0826 \cdot f \cdot L \cdot \frac{Q^2}{\varnothing^5}$$

Dónde:

- h_{r12} : pérdidas de carga debida a la conducción (m)
- f : coeficiente de rozamiento
- L : longitud de la conducción (m)
- Q : caudal de agua a bombear (m³/s)
- \varnothing : diámetro de conducción (m)

- Para calcular la altura manométrica de la bomba (H_B) se calculará con la ecuación de Bernoulli:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + Z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + H_B = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + Z_2 + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{r12}$$

Dónde:

- P : presión del fluido (Pa)
- ρ : densidad del agua (kg/m³)
- g : aceleración gravitacional (m/s²)
- Z : altura manométrica (m)
- v : velocidad del agua (m/s)
- h_{r12} : pérdidas de carga debida a la conducción (m)
- H_B : altura manométrica de la bomba (m)

- Una vez que tenemos la altura de la bomba, procederemos a calcular la potencia que demandara la bomba en esas condiciones:

$$P_B = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H_B}{\eta_B}$$

Dónde:

P_B : potencia de la bomba (W)

ρ : densidad del agua (kg/m³)

g : aceleración gravitacional (m/s²)

Q : caudal de agua a bombear (m³/s)

H_B : altura manométrica de la bomba (m)

η_B : rendimiento de la bomba

5.9.1. Bombas de captación

Las bombas de captación estarán ubicadas en la cantara de captación, sumergidas en la cámara de bombeo. Estas bombas, serán las encargadas de impulsar el agua desde la cantara de captación hasta el tanque de regulación situado antes de la ósmosis. El agua deberá superar un desnivel de unos 14 metros por una conducción de PRFV de 2000 metros, (sobredimensionada a 4000 metros debido a las pérdidas de carga secundarias). En el trayecto las bombas deberán impulsar el agua a través de los filtros de anillas y los bastidores de ultrafiltración.



Figura 5.41: Vista general de la situación de la planta

Empezando desde aquí el agua se dividirá en dos trenes paralelos que se mantendrán durante toda la planta, haciendo está más versátil. El caudal de circulación será de 75968,3 m³/día para cada tren, un total de 151936,4 m³/día para toda la planta, la velocidad del agua no superará los 1,6 m/s en las conducciones por motivos de seguridad y para minimizar las pérdidas de carga debidas a la conducción.

- Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{0,8793 \text{ m}^3/\text{s}}{1,6 \text{ m/s}} \rightarrow \phi = 0,84 \text{ m} \approx \mathbf{1,00 \text{ m}}$$

- Para una velocidad inferior a 1,6 m/s y un diámetro de 1,00 m, calcularemos el número adimensional de Reynolds para este caso:

$$Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} = \frac{0,8793 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 4}{1,2 \cdot 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \cdot \pi \cdot 1,00 \text{ m}} = \mathbf{932966,3}$$

- Para las conducciones del agua bruta desde la cantara de captación hasta la planta se utilizará tuberías de PRFV, al igual que para el resto de conducciones, debido a su elevada resistencia a la corrosión y a su alta resistencia química. Sabiendo que el coeficiente de rozamiento del PRFV es de 0,021 mm y que la tubería tiene 1,00 m calcularemos la rugosidad relativa de la conducción:

$$K = \frac{\varepsilon}{\phi} = \frac{0,021 \text{ mm}}{1000 \text{ mm}} = \mathbf{0,000021}$$

- Mediante estos dos valores y usando el ábaco de Moody calcularemos el coeficiente de rozamiento que nos servirá para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción:

$$\left. \begin{array}{l} Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} \\ K = \frac{\varepsilon}{\phi} \end{array} \right\} \mathbf{f = 0,0125}$$

- Para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción usaremos la siguiente expresión:

$$h_{r12} = 0,0826 \cdot f \cdot L \cdot \frac{Q^2}{\phi^5} = 0,0826 \cdot 0,0125 \cdot 4000 \cdot \frac{0,8793^2}{1^5} = \mathbf{3,19 \text{ m}}$$

- Para calcular la altura manométrica que salvara la bomba a parte de las pérdidas de carga debidas a la conducción (3,19 mca), deberemos tener en cuenta el desnivel que tendrá que salvar hasta la planta (16 mca), las pérdidas de carga debidas a válvulas y codos (2 mca), las debidas a los filtros de cartucho (6 mca) y llegando al proceso de ultrafiltración con una presión de unos 3 bar (30,60 mca), así la altura manométrica total que salvara la bomba será:

$$H_B = 3,19 + 16 + 2 + 6 + 30,60 = 57,79 \text{ mca}$$

- Se pretende que las bombas instaladas aporten la mayor versatilidad a la planta, debido a que la demanda de potencia será variable a lo largo del año, esto se solucionara incorporado un variador de frecuencia. Teniendo en cuenta que las bomba deberán abastecer 8 bastidores de filtros de anillas y 18 bastidores de ultrafiltración colocaremos 2 bombas sumergidas en continuo funcionamiento, y otra de reserva. Por tanto, cada bomba deberá ser capaz de bombear un caudal de $0,43965 \text{ m}^3/\text{s}$ ($439,65 \text{ l/s}$). Teniendo en cuenta que el rendimiento de la bomba será del 85% y el rendimiento del motor será del 95%, la potencia requerida para la bomba será:

$$P_B = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H_B}{\eta_B \cdot \eta_M} = \frac{1020 \cdot 9,81 \cdot 0,43965 \cdot 57,79}{0,85 \cdot 0,95} = 314837,52 \text{ W} = 314,83 \text{ kW}$$

Por tanto la potencia total demandada para el bombeo del agua desde la cantara hasta el depósito previo a la ósmosis será de **640,57 kW** por cada línea, **1281,14 kW** en total para toda la planta.

En cuanto a la elección de la bomba, se seleccionará una bomba de la empresa Sulzer, una empresa con larga experiencia que ofrece gran cantidad de modelos y de gran calidad. Teniendo en cuenta el consumo de cada bomba y el caudal a bombear, se ha seleccionado bombas sumergibles de la gama ABS XFP (30-400KW). Estas bombas, están equipadas con motores Premium-Efficiency IE3, especialmente indicas para estaciones de bombeo diseñadas a medida. Estos motores, ofrecen un gran ahorro energético, excelente transporte de sólidos y fiabilidad duradera. Para nuestro caso **439,65 L/s** y **57,79 m**, como se puede ver en el siguiente gráfico, la bomba funciona dentro de su rango de trabajo.

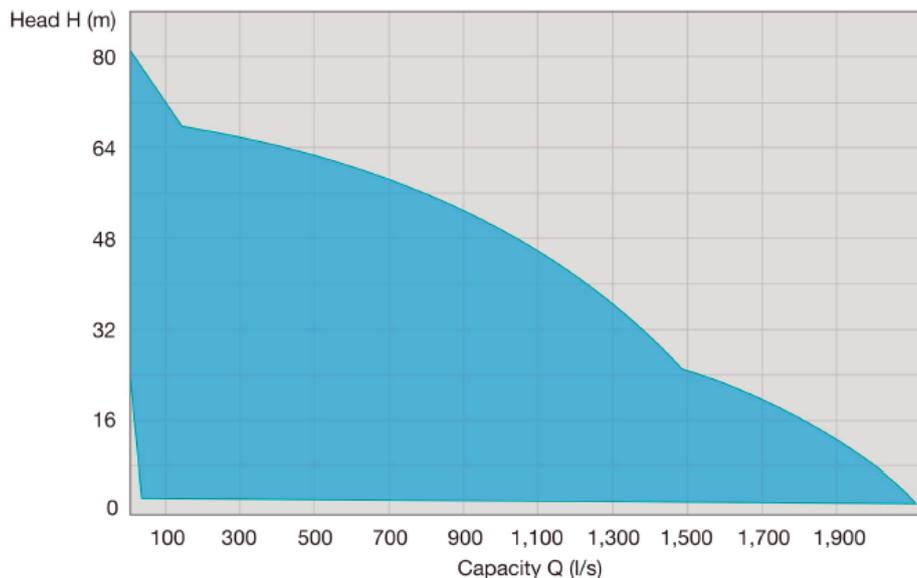


Figura 5.42: Rango de trabajo de la bomba sumergible ABS XFP (30-400KW)

5.9.2. Bombas de baja presión

Las bombas de baja presión, serán las encargadas de transportar el agua desde el depósito de regulación, hasta las bombas de alta presión (BAP) del proceso de ósmosis o al sistema intercambiador de presión (SIP), según corresponda. Los caudales de circulación para cada línea vienen marcados por el programa de simulación de la empresa Energy Recovery del recuperador de energía, serán de 1415,0 m³/h (0,393 m³/s) para las bombas de alta presión y 1702,3 m³/h (0,473 m³/s) para el sistema de intercambio de presión.

Se ha optado por instalar las bombas centrifugas monoetapa de aspiración axial AHLSTAR A de la empresa Sulzer. Estas bombas son idóneas para aplicaciones industriales con un alto rendimiento, bajos costes de operación y gran fiabilidad de proceso, además de cumplir las exigencias de las normas ISO 5199 e ISO 2858. Las características técnicas de la bomba se muestran en la siguiente imagen:

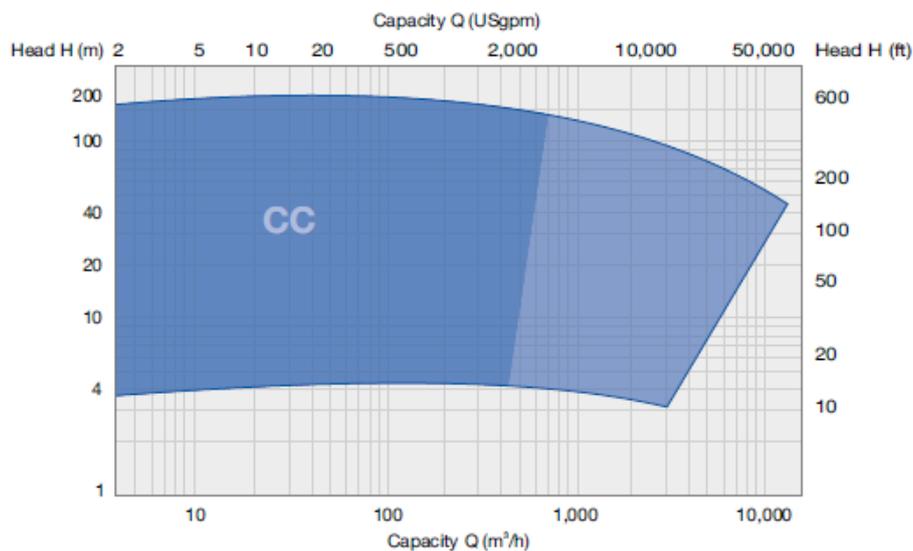


Figura 5.43: Rango de trabajo de la bomba axial AHLSTAR A

Teniendo en cuenta estos valores, instalaremos 3 bombas que abastecerán a la bomba de alta presión, con un caudal unitario de 471,66 m³/h (0,131 m³/s), haciendo un total de 1415 m³/h y otras 3 bombas que alimentaran el sistema de intercambio de presión, con un caudal unitario de 567,33 m³/h (0,158 m³/s), haciendo un total de 1702,3 m³/h, más una bomba de reserva en cada caso.

La presión de diseño con la que se llegara a sus respectivos sistemas es de 2 Bar y la velocidad del agua no superará los 1,6 m/s por motivos de seguridad y para minimizar las pérdidas de carga debidas a la conducción. la longitud de la conducción será de 100 metros (sobredimensionados debido a las pérdidas de carga secundarias) y el material de la conducción será de PRFV, por lo tanto la potencia que demandaran la bombas será la siguiente:

➤ Bomba de baja presión hacia BAP:

- El diámetro de la conducción de la conducción será:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{0,131 \text{ m}^3/\text{s}}{1,6 \text{ m/s}} \rightarrow \phi = 0,320 \text{ m} \approx \mathbf{0,400 \text{ m}}$$

- Para una velocidad inferior a 1,6 m/s y un diámetro de 0,400 m, calcularemos el número adimensional de Reynolds:

$$R_e = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} = \frac{0,131 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 4}{1,2 \cdot 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \cdot \pi \cdot 0,400 \text{ m}} = \mathbf{347488,3}$$

- Para las conducciones de agua desde el depósito regulación hasta las bombas que alimentan los bastidores de ósmosis serán tuberías de PRFV, el coeficiente de rozamiento del PRFV es de 0,021 mm y que la tubería tiene 0,400 m calcularemos la rugosidad relativa de la conducción:

$$K = \frac{\varepsilon}{\phi} = \frac{0,021 \text{ mm}}{400 \text{ mm}} = \mathbf{0,000525}$$

- Mediante estos dos valores y usando el ábaco de Moody calcularemos el coeficiente de rozamiento que nos servirá para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción:

$$\left. \begin{array}{l} Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} \\ K = \frac{\varepsilon}{\phi} \end{array} \right\} \mathbf{f = 0,015}$$

- Para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción usaremos la siguiente expresión:

$$h_r = 0,0826 \cdot f \cdot L \cdot \frac{Q^2}{\phi^5} = 0,0826 \cdot 0,015 \cdot 100 \cdot \frac{0,131^2}{0,4^5} = \mathbf{0,20 \text{ m}}$$

- Este bombeo debe garantizar una presión mínima en la cámara de intercambio de la bomba de alta presión de 2 Bar. Así, la altura manométrica que nos deberá entregar la bomba será la suma, en este orden, de los siguientes requerimientos de presión, los 2 Bar con los que el agua debe llegar, las pérdidas de carga debidas a los filtros de cartucho (1,2 Bar), las perdidas debidas a las conducciones, las perdidas debidas a equipos de medida y válvulas (1 m).

$$H_B = (2 \cdot 10,2) + (1,2 \cdot 10,2) + 0,2 + 1 = \mathbf{33,84\ mca}$$

- La bomba deberá ser capaz de bombear un caudal de $0,131\ m^3/s$. Teniendo en cuenta que el rendimiento de la bomba será del 85% y el rendimiento del motor será del 95%, la potencia requerida para la bomba será:

$$P_B = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H_B}{\eta_B \cdot \eta_M} = \frac{1020 \cdot 9,81 \cdot 33,84 \cdot 0,131}{0,85 \cdot 0,95} = 54932,36\ W = \mathbf{54,93\ kW}$$

Por lo tanto, la potencia total demandada por el bombeo de baja presión hacia el sistema de BAP será de, 54,93 kW por cada bomba, las 3 bombas harán un total de **164,80 kW** para cada tren y un total de **329,60 kW** para toda la planta.

➤ Bomba de baja presión hacia SIP:

- El diámetro de la conducción de la conducción será:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{0,158\ m^3/s}{1,6\ m/s} \rightarrow \phi = 0,54\ m \approx \mathbf{0,400\ m}$$

- Para una velocidad inferior a 1,6 m/s y un diámetro de 0,400 m, calcularemos el número adimensional de Reynolds:

$$Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} = \frac{0,158\ \frac{m^3}{s} \cdot 4}{1,2 \cdot 10^{-6}\ \frac{m^2}{s} \cdot \pi \cdot 0,400\ m} = \mathbf{419108,02}$$

- Para las conducciones del agua desde el depósito regulación hasta las bombas que alimentan los bastidores de ósmosis serán tuberías de PRFV, el coeficiente de rozamiento del PRFV es de 0,021 mm y que la tubería tiene 0,400 m calcularemos la rugosidad relativa de la conducción:

$$K = \frac{\varepsilon}{\phi} = \frac{0,021\ mm}{400\ mm} = \mathbf{0,000525}$$

- Mediante estos dos valores y usando el ábaco de Moody calcularemos el coeficiente de rozamiento que nos servirá para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción.

$$\left. \begin{array}{l} Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} \\ K = \frac{\varepsilon}{\phi} \end{array} \right\} \mathbf{f = 0,0145}$$

- Para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción usaremos la siguiente expresión:

$$h_r = 0,0826 \cdot f \cdot L \cdot \frac{Q^2}{\phi^5} = 0,0826 \cdot 0,0145 \cdot 100 \cdot \frac{0,158^2}{0,4^5} = \mathbf{0,29\ m}$$

- Este bombeo debe garantizar una presión mínima en la cámara de intercambio de la bomba de alta presión de 2 Bar. Así, la altura manométrica que nos deberá entregar la bomba será la suma, en este orden, de los siguientes requerimientos de presión, los 2 Bar con los que el agua debe llegar, las pérdidas de carga debidas a los filtros de cartucho (1,2 Bar), las perdidas debidas a las conducciones, las perdidas debidas a equipos de medida y válvulas (1 m).

$$H_B = (2 \cdot 10,2) + (1,2 \cdot 10,2) + 0,3 + 1 = \mathbf{33,94\ mca}$$

- La bomba deberá ser capaz de bombear un caudal de 0,131 m³/s. Teniendo en cuenta que el rendimiento de la bomba será del 85% y el rendimiento del motor será del 95%, la potencia requerida para la bomba será:

$$P_B = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H_B}{\eta_B \cdot \eta_M} = \frac{1020 \cdot 9,81 \cdot 33,94 \cdot 0,158}{0,85 \cdot 0,95} = 66450,08\ W = \mathbf{66,45\ kW}$$

Por lo tanto, la potencia total demandada por el bombeo de baja presión hacia el sistema de SIP será de, 66,45 kW por cada bomba, las 3 bombas harán un total de **199,35 kW** para cada tren y un total de **398,70 kW** para toda la planta.

5.9.3. Bomba de alta presión (1º paso de ósmosis)

Las bombas de alta presión son las encargadas de impulsar el agua proveniente del pretratamiento, hacia las membranas de ósmosis, donde se obtendrá el agua producto. Este bombeo es donde se consume la mayor parte de la energía que se necesita una planta de ósmosis inversa.

Si bien, estas bombas ya han sido predimensionadas por el software que nos proporciona la empresa del recuperador de energía "Energy Recovery Inc.", comprobaremos sus valores, introduciremos las pérdidas de carga debidas a la conducción y estudiaremos el diámetro de la conducción que mejor encaja en nuestro caso.

La ósmosis inversa tendrá lugar siempre que se aplique al sistema una presión superior a la osmótica, que en nuestro caso y en la situación más desfavorable será de 60,3 Bar. Esto es, cuando menor sea la temperatura del agua de alimentación (14 °C) y cuando las membranas estén más deterioradas debido al envejecimiento (3,5 años). El caudal de alimentación proveniente de las bombas de alta presión 1415,0 m³/h (0,3931 m³/s) por cada tren.

Las bombas que se usarán para el bombeo de alta presión será, el modelo MSD-RO de la empresa Sulzer. Este modelo, es una bomba de alta presión multietapa de cámara partida especialmente desarrollada para este tipo de procesos. Estas bombas presentan las siguientes características y rangos de trabajo.

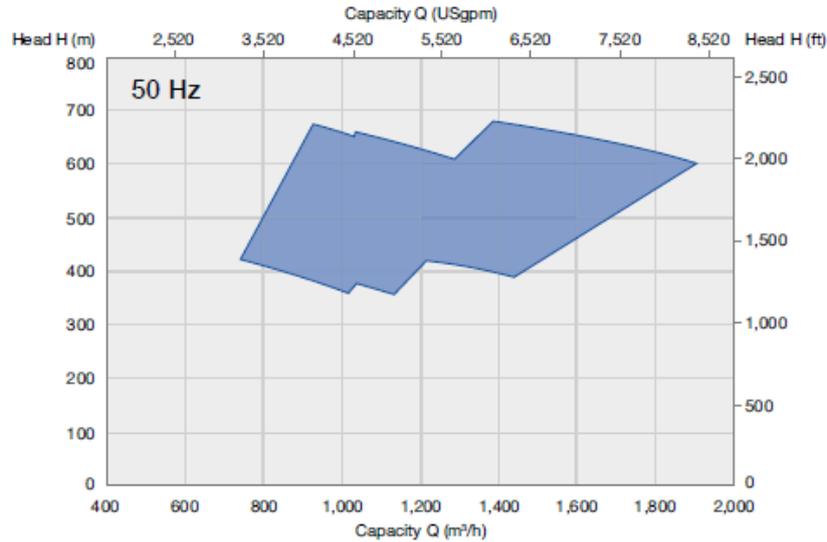


Figura 5.44: Rango de trabajo de la bomba MSD-RO

- El diámetro de la conducción será:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{0,3931 \text{ m}^3/\text{s}}{1,6 \text{ m/s}} \rightarrow \phi = 0,559 \text{ m} \approx \mathbf{0,600 \text{ m}}$$

- Para una velocidad inferior a 1,6 m/s y un diámetro de 0,600 m, calcularemos el número adimensional de Reynolds para este caso:

$$R_e = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} = \frac{0,3931 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 4}{1,2 \cdot 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \cdot \pi \cdot 0,600 \text{ m}} = \mathbf{696568,6}$$

- Para las conducciones del bombeo de alta presión se utilizará tuberías de PRFV, debido a su elevada resistencia a la corrosión y a su alta resistencia química. Sabiendo que el coeficiente de rozamiento del PRFV es de 0,021 mm y que la tubería tiene 0,600 m calcularemos la rugosidad relativa de la conducción:

$$K = \frac{\varepsilon}{\phi} = \frac{0,021 \text{ mm}}{0,600 \text{ mm}} = \mathbf{0,000035}$$

- Mediante estos dos valores y usando el ábaco de Moody calcularemos el coeficiente de rozamiento que nos servirá para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción:

$$\left. \begin{aligned} Re &= \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \theta} \\ K &= \frac{\varepsilon}{\phi} \end{aligned} \right\} f = 0,014$$

- Para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción usaremos la siguiente expresión:

$$h_{r12} = 0,0826 \cdot f \cdot L \cdot \frac{Q^2}{\phi^5} = 0,0826 \cdot 0,014 \cdot 200 \cdot \frac{0,3931^2}{0,600^5} = 0,46 \text{ m} \approx 0,50 \text{ m}$$

- La altura manométrica de las bombas de alta presión será, la presión necesaria a alcanzar para la situación límite de estudio 60,3 Bar, teniendo en cuenta que la presión que llega a la bomba es de 2 Bar, más la altura del bastidor (8 mca) y más la perdidas de carga debidas a conducción y las debidas a válvulas y codos (1 mca en total)

$$H_B = ((60,3 - 2) \cdot 10,2) + 8 + 1 = 603,66 \text{ mca}$$

- Si nos fijamos en la gráfica del rango de trabajo de la bomba de alta presión, vemos que para aun caudal de 1415,0 m³/h y una altura manométrica de 603,66 mca nos encontramos en un rango aceptable de funcionamiento. Si consideramos que la eficiencia de la bomba es de 87% y del motor 96%, la potencia total requerida por la bomba será:

$$P_B = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H_B}{\eta_B \cdot \eta_M} = \frac{1020 \cdot 9,81 \cdot 1415 \cdot 603,66 \cdot 0,3931}{0,87 \cdot 0,96} = 2842699,6 \text{ W} = 2842,70 \text{ kW}$$

Por tanto, se instalará una bomba de alta presión por cada línea de ósmosis para el primer paso. Con una potencia total demandada para la bomba de alta presión para el primer paso de ósmosis de **2842,70 kW** por cada por cada tren, haciendo un total de **5685,40 kW** para toda la planta.

5.9.4. Bomba Booster

En nuestro sistema, parte de caudal de alimentación al primer paso de ósmosis se deriva aun sistema de recuperación de energía (1702,3 m³/h), mientras que la alimentación restante es impulsada por la bombas de alta presión (1415 m³/h). Durante este proceso, la salmuera sufre una pérdida de carga tanto en las membranas como debidas a la conducción que es preciso compensar. La bomba Booster es la encargada de compensar esta perdidas y adecuar la presión del agua a la presión de entrada al proceso de ósmosis. De este modo y gracias al sistema de recuperación de energía combinado con la bomba Booster, se consigue que el caudal a impulsar por las bombas de alta presión se reduzca casi a la mitad, disminuyendo considerablemente el consumo energético de la planta.

Las características de esta bomba vienen facilitadas por el software de cálculo de los recuperadores de energía, de la empresa “Energy Recovery Inc.” Y son los siguientes:

Tabla 5.25: Características bomba de recirculación Booster

Tipo	Bomba Booster
Eficiencia de la bomba (%)	88,9
Eficiencia del motor (%)	95,5
Caudal (m ³ /h)	1702,3
Diferencia de presión (Bar)	1,8
Consumo eléctrico (kW)	98,3

Por lo tanto la bomba Booster tendrá un consumo eléctrico de **98,3 kW** por cada tren, haciendo un total de **196,6 kW** para toda la planta.

5.9.5. Bomba de alta presión (2º paso de ósmosis)

Al tratarse de una planta con doble paso de ósmosis, es necesario instalar bombeos intermedios entre el primer y el segundo paso. La potencia de este segundo bombeo es muy inferior al primer paso, ya que la calidad del agua es mejor y la concentración de sales es menor, reduciéndose de esta manera la presión osmótica.

En este segundo paso, la ósmosis inversa tendrá lugar siempre que se aplique en una presión superior a la osmótica. En este segundo paso, como en el primero, la situación más desfavorable será cuando la temperatura del agua de alimentación sea más baja (14 °C) y las membranas estén más deterioradas debido al envejecimiento (3,5 años). Así pues, las bombas de alta presión deberán impulsar un caudal de 1402,8 m³/h (0,3897 m³/s) a una presión de 13,5 Bar.

La bomba que se usará para el bombeo de alta presión en este segundo paso será, el modelo SMN de la empresa Sulzer. Este modelo, es una bomba de cámara partida axial de doble aspiración que se usa en el bombeo de aguas en instalaciones municipales y en la industria en general. Esta bomba presenta un alto rendimiento, un mantenimiento sencillo y su diseño en seco que evita la oxidación, facilitando el mantenimiento. Esta bomba presenta las siguientes características:

- Así pues, el diámetro de la conducción será:

$$A = \frac{Q}{V} \rightarrow \frac{\pi \cdot \phi^2}{4} = \frac{0,3897 \text{ m}^3/\text{s}}{1,6 \text{ m/s}} \rightarrow \phi = 0,557 \text{ m} \approx \mathbf{0,600 \text{ m}}$$

- Para una velocidad inferior a 1,6 m/s y un diámetro de 0,600 m, calcularemos el número adimensional de Reynolds para este caso:

$$Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \phi} = \frac{0,3897 \frac{m^3}{s} \cdot 4}{1,2 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s} \cdot \pi \cdot 0,600 m} = \mathbf{689140,90}$$

- Para las conducciones del bombeo de alta presión se utilizará tuberías de PRFV, sabiendo que el coeficiente de rozamiento del PRFV es de 0,021 mm y que la tubería tiene 0,600 m calcularemos la rugosidad relativa de la conducción:

$$K = \frac{\varepsilon}{\phi} = \frac{0,021 mm}{0,600 mm} = \mathbf{0,000035}$$

- Mediante estos dos valores y usando el ábaco de Moody calcularemos el coeficiente de rozamiento que nos servirá para calcular las pérdidas de carga debidas a la conducción:

$$\left. \begin{array}{l} Re = \frac{Q \cdot 4}{\mu \cdot \pi \cdot \theta} \\ K = \frac{\varepsilon}{\phi} \end{array} \right\} f = \mathbf{0,014}$$

- Las pérdidas de carga debidas a la conducción usaremos la siguiente expresión:

$$h_{r12} = 0,0826 \cdot f \cdot L \cdot \frac{Q^2}{\phi^5} = 0,0826 \cdot 0,014 \cdot 100 \cdot \frac{0,3897^2}{0,600^5} = \mathbf{0,23 m}$$

- La altura manométrica que nos deberá entregar la bomba será, la presión necesaria a alcanza en la situación más desfavorable 13,5 Bar, altura del bastidor (mca) y las perdidas debidas a las conducciones y las debidas a equipos de medida y válvulas (1 mca en total).

$$H_B = (13,5 \cdot 10,2) + 5 + 1 = \mathbf{143,7 mca}$$

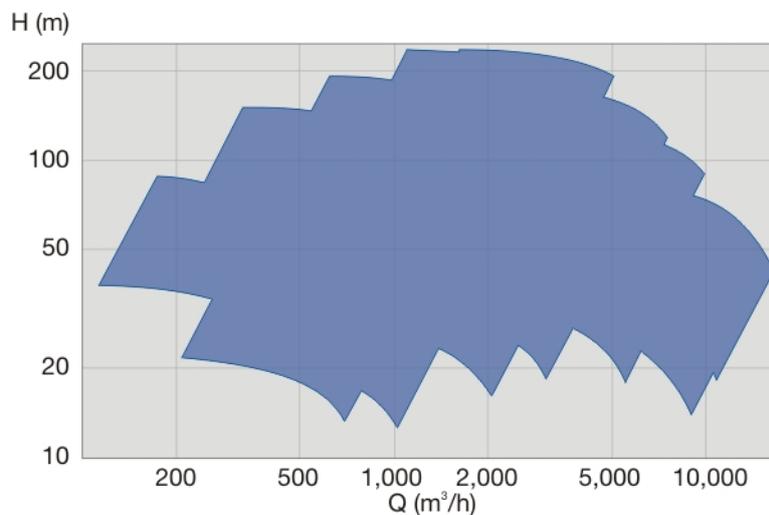


Figura 5.45: Rango de trabajo de la bomba SMN

- Como se puede observar en la gráfica del rango de trabajo de la bomba de alta presión para este segundo paso, vemos que para aun caudal de 1402,8 m³/h y una altura manométrica de 143,7 mca nos encontramos en un rango aceptable de funcionamiento. Si consideramos que la eficiencia de la bomba es de 85% y del motor 95%, la potencia total requerida por la bomba será:

$$P_B = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H_B}{\eta_B \cdot \eta_M} = \frac{1020 \cdot 9,81 \cdot 143,7 \cdot 0,3897}{0,85 \cdot 0,95} = 693927,06 \text{ W} = \mathbf{693,93 \text{ kW}}$$

Por tanto la potencia total demandada para la bomba de alta presión para el segundo paso de ósmosis será de **693,93 kW** por cada por cada tren, haciendo un total de **1387,85 kW** para toda la planta

5.9.6. Resumen de los bombeos

En la siguiente tabla 5.26, se resume la potencia absorbida por cada bomba en kWh, así como el consumo diario del conjunto de las bombas suponiendo un funcionamiento de 24 horas al día.

Tabla 5.26: Resumen de los bombeos de la planta de OI

Lugar de Aplicación	Nº Líneas	Nº Bombas por línea	Bombas en uso en total	Potencia absorbida (kW) por bomba	Potencia absorbida total (kW)	Consumo diario (kWh)
Cántara de captación	2	2	4	314,83	1259,32	30.223,68
Bomba de baja presión (BAP)	2	3	6	54,93	329,58	7.909,92
Bomba de baja presión (SIP)	2	3	6	66,45	398,7	9.568,8
Bomba de alta presión (1º PASO)	2	1	2	2842,7	5685,4	13.6449,6
Bomba recirculación (Booster)	2	1	2	98,3	196,6	4.718,4
Bomba de alta presión (2º PASO)	2	1	2	693,93	1387,86	33.308,64
Total potencia consumida						222.179,04
Gasto de potencia por m³ (kWh/m³)						3,66

6. Viabilidad económica

Los costes de inversión estimados para una planta desaladora de esta magnitud son altos y complejos de calcular, para ello se ha partido de obras reales ejecutadas en España. A modo de resumen puede decirse que, en función del grado de complejidad del proyecto (requisitos medioambientales, canalización y distribución, etc...), la inversión requerida, incluyendo modificados, revisiones de precio, liquidación e IVA, es la recogida en la tabla 6.1 [5].

Tabla 6.1: Aproximación de la inversión requerida para la construcción de una gran desaladora de agua de mar según los metros cúbicos producidos [Artículo]

Inversión requerida (Euros)	Por cada m ³ /día	Por m ³ y año
Más barata	668	1,87
Media	740	2,06
Más cara	875	2,44

En proyectos de esta magnitud se puede resumir que, los costes derivados de la obra civil suponen un 20% de los gastos totales de inversión, siendo el 80% restante derivado de los equipos y su instalación. Suponiendo que la amortización de la inversión se realizará de forma lineal, con un periodo de amortización de 20 años (típico en instalaciones de este tipo), y que se trata de un proyecto de categoría media, los costes de inversión quedan reflejados en la Tabla 6.2.

$$\text{Coste total} = 740 \text{ €} \cdot m^3/\text{día} \cdot 60.600 m^3/\text{día} = 44.844.000 \text{ €}$$

Tabla 6.2: Simulación de los costes de inversión y amortización de nuestra planta desaladora

Concepto	Repercusión (%)	Coste	Periodo amort. (años)	Amortización (€/año)
Obra civil	20	8.968.800	20	448.440
Equipos	80	35.875.200	20	1.793.760
TOTAL	100	44.844.000	20	2.242.200

6.1. Costes fijos

Los costes fijos son aquellos que permanecen constantes a lo largo del tiempo y se pueden resumir en [5]:

- **Costes de personal de operación:** Supone el gasto fijo más elevado como se muestra en la tabla 6.4. Dado el tamaño de la planta será necesario contar con un elevado número de operadores que garanticen el buen funcionamiento de la instalación.

- **Costes de mantenimiento y conservación:** Dentro de este apartado de costes fijos se engloban tanto las actividades de conservación de equipos mecánicos y eléctricos como la propia obra civil. Estos costes son fundamentales para optimizar la vida útil de la instalación.

Tabla 6.3: Aproximación de los costes fijos de operación según los metros cúbicos de agua producida [Artículo]

Concepto	Importe por metro cúbico (c€)
Personal de operación	2,63
Mantenimiento y conservación	0,56
Término de potencia	1,57
Administración	0,14
Varios (seguros, licencias, análisis, etc.)	0,68
Total	5,58

- **Costes de término de potencia:** El término de potencia de facturación se considera un coste fijo, debido a que no depende del régimen de funcionamiento de la instalación, sino de la potencia contratada y la demanda realizada por el usuario.
- **Costes de administración y varios:** Incluye gastos de oficina, asesoría, seguros, los gastos derivados de la seguridad social laboral, controles medioambientales...

Como resumen, los costes fijos de operación según los metros cúbicos producidos quedarían reflejados en la Tabla 6.3 y en la Tabla 6.4.

Tabla 6.4: Simulación de los costes fijos de nuestra planta desaladora

Concepto	Importe por m3 (c€)	Importe anual TOTAL (€)
Personal de operación	2,63	581.729,70
Mantenimiento	0,56	123.964,95
Termino de potencia	1,57	347.268,30
Administración	0,14	30.966,60
Varios	0,68	150.409,20
TOTAL	5,58	1.234.240,20

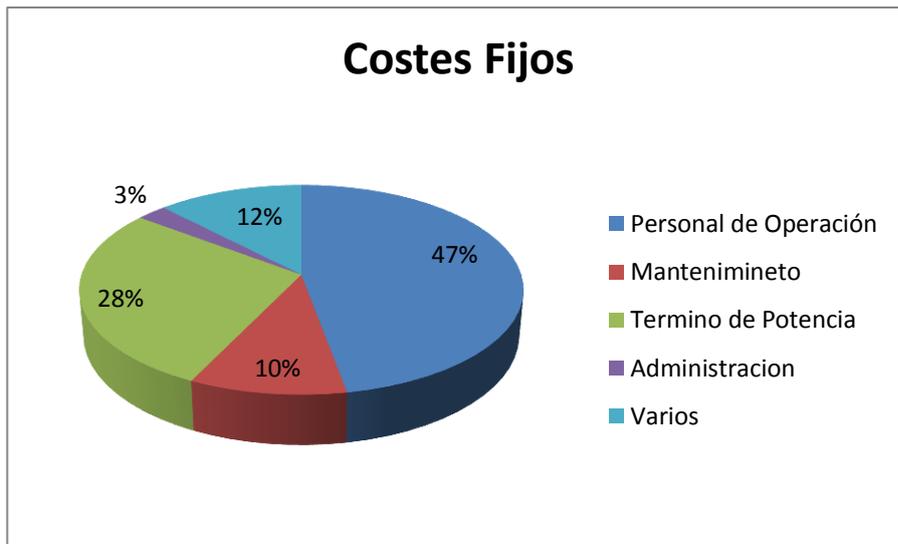


Figura 6.1: Distribución de los costes fijos

6.2. Costes variables

Los costes variables son aquellos que dependen únicamente del caudal de agua tratado, es decir de la cantidad de agua desalada y que por lo tanto se producen únicamente si la planta está en funcionamiento, estos se pueden resumir en:

- **Costes de productos químicos:** dentro de este apartado, quedan reflejados los gastos derivados de los reactivos químicos empleados tanto el pretratamiento como en la remineralización del agua producto. El precio del coste unitario de los productos químicos es orientativo, para obtener el precio real habría que ponerse en contacto con los suministradores de productos químicos.

Tabla 6.5: Simulación de los costes anuales de productos químicos

Producto	Consumo de producto (kg/año)	Consumo de producto (L/año)	Coste unitario del producto (€/L)	Coste (€/año)
NaClO	739.068,44	596.022,93	0,1560	92.979,57
FeCl ₃	549.022,27	389.377,49	0,0152	5918,53
H ₂ SO ₄	278.691,51	151.462,77	0,0920	13.934,57
NaOH	164.294,91	-	0,30 (€/kg)	49.288,47
Na ₂ S ₂ O ₅	131.709,88	88.993,16	0,4000	35597,26
Antiincrustante	75.627,81	55.608,68	2,6000	144.582,56
CO ₂	622.047,6	493.688,57	0,1675	82.692,83
CaCO ₃	1.415.616	-	0,23 (€/kg)	325.591,68
TOTAL				750.585,47

- **Costes de energía:** este viene dado por el consumo específico de la planta, centrado principalmente en los bombeos del agua y suponiendo la situación más desfavorable, por lo tanto el coste más elevado. Se ha establecido un coste orientativo para el precio del kW de 0,086 (€/kWh) según el Ministerio de Energía y Turismo [14], ya que para obtener la tarifa real sería necesario un estudio tarifario en detalle.

Tabla 6.6: Simulación de los costes anuales de energía

Lugar de Aplicación	Bombas en uso en total	Potencia absorbida (kW) por bomba	Potencia absorbida total (kW)	Consumo diario (kWh)	Coste unitario (€/kWh)	Coste Anual (€/año)
Cántara de captación	4	314,83	1259,32	30.223,68	0,086	6.747.133,09
Bomba de baja presión (BAP)	6	54,93	329,58	7.909,92		
Bomba de baja presión (SIP)	6	66,45	398,7	9.568,8		
Bomba de alta presión (1º PASO)	2	2842,7	5685,4	136.449,6		
Bomba recirculación (Booster)	2	98,3	196,6	4.718,4		
Bomba de alta presión (2º PASO)	2	693,93	1387,86	33.308,64		
TOTAL (Calculado con 4% de margen de seguridad)				231.066,20		

- **Costes de reposición de membranas:** las membranas, tanto del primer como del segundo paso de ósmosis, se reponen de acuerdo a su desgaste o ensuciamiento así como, a una tasa anual prefijada por el fabricante para garantizar su correcto funcionamiento (12% de membranas al año). Esto se podría considerar como un coste fijo, pero al tratarse de una planta dividida en dos líneas de tratamientos que puede regular la producción, se considerará como un coste variable.

Tabla 6.7: Simulación de los coste variables de reposición de membranas de ósmosis

Nº de Paso	Nº de Membranas	Nº de Bastidores	Reposición Membranas (%)	Coste Unitario (€)	Coste (€/año)
1º PASO	552	2	12	690	91.411,2
2º PASO	180	2	12	597	25.790,4
TOTAL					117.201,6

- **Costes de mantenimiento y conservación:** en este apartado quedan reflejados los recambios de los filtros de anillas y los módulos de ultrafiltración. Para calcular estos costes se supone un recambio medio, para los bastidores de ultrafiltración un 5% anual y para los filtros de cartucho cada 6 meses, pero en la práctica dependerá fundamentalmente del caudal de agua bruta que atraviese estos sistemas y la calidad de esta agua.

Tabla 6.8: Simulación de los coste variables de mantenimiento y conservación

Concepto	Nº de Filtros	Coste unitario (€)	Recambio	Coste anual (€)
Filtros de UF	924	1400	5%	64.680
Filtros de Cartucho	2160	12,5	2 veces al año	54.000
TOTAL				118.680

Los gastos variables que engloban desde los costes de energía, la cantidad de productos químicos anuales y los recambios de membranas, tanto de ósmosis como ultrafiltración, quedan reflejados en la Figura 6.2. En esta figura se puede apreciar el impacto tan grande que tiene el término de Energía, suponiendo casi el 90% del total de los costes variables.

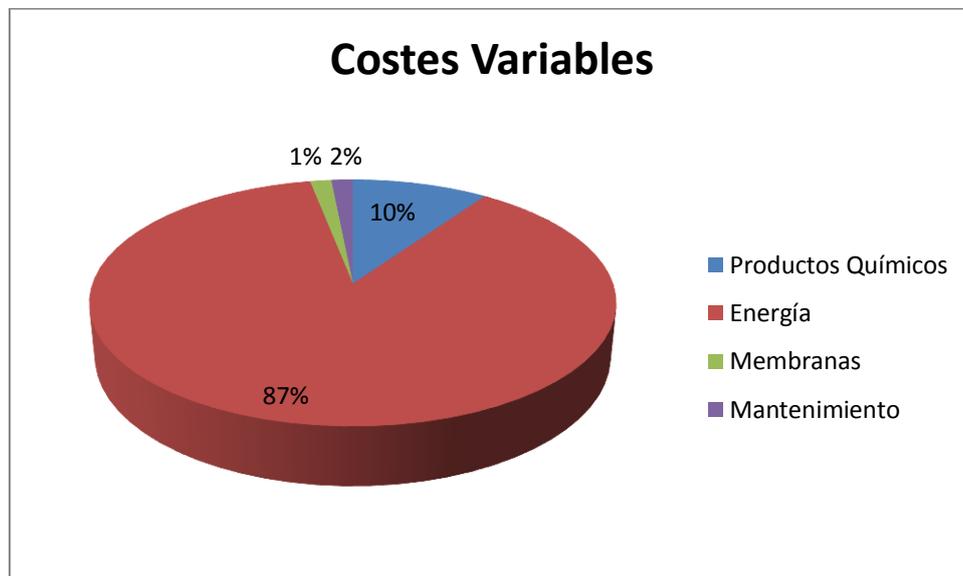


Figura 6.2: Distribución de los costes variables

6.3. Resumen de los costes de explotación

Por tanto, considerando el total de los costes fijos, el total de los costes variables y la amortización anual, podemos obtener el coste total durante la fase de explotación. Este se expone en la Tabla 6.9 y la Figura 6.3:

Tabla 6.9: Resumen de los costes de explotación

CONCEPTO	COSTES (€/año)
Personal	581.729,70
Mantenimiento	123.964,95
Termino de potencia	347.268,30
Administración	30.966,60
Varios	150.409,20
TOTAL COSTES FIJOS	1.234.240,20
Productos químicos	750.585,47
Energía	6.747.133,09
Reposición membranas	117.201,6
Mantenimiento y conservación	118.680
TOTAL COSTES VARIABLES	7.733.600,16
AMORTIZACION ANUAL	2.242.200
TOTAL EXPLOTACIÓN ANUAL	11.210.040,36

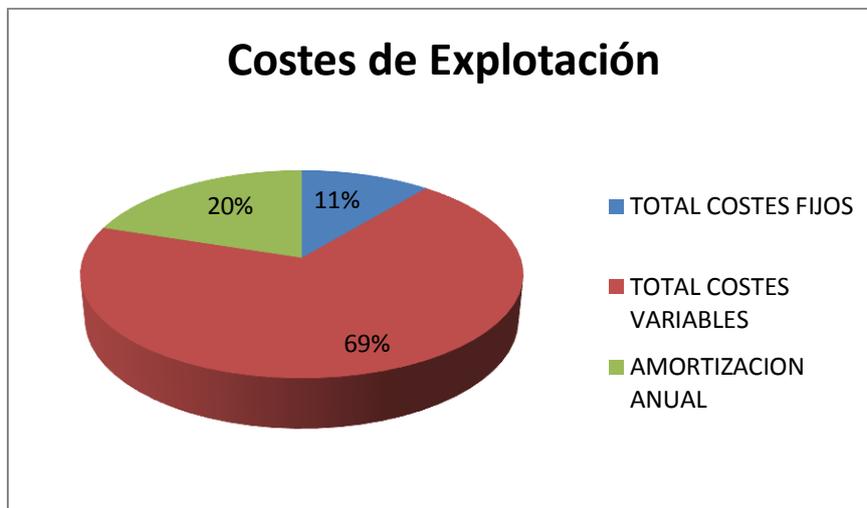


Figura 6.3: Distribución de los costes de explotación

Como se aprecia en la Figura 6.3, los costes variables suponen la mayor parte de los gastos de explotación (casi un 70%), siendo en este apartado el coste energético el de mayor impacto, suponiendo casi un 90% de los costes variables, seguido por el pago de la amortización que supone una quinta parte del gasto total y dejando los costes fijos en un 10% del gasto total de explotación anual.

6.4. Coste del m³ de agua

Una vez determinados los costes anuales totales que ascienden a 11.219.040,36 euros y una producción diaria de 60.600 m³/día, suponiendo un año de 365 días, procederemos a calcular el precio de cada m³ de agua producido.

$$\text{Produccion anual de agua} = 60.600 \text{ m}^3/\text{día} \cdot 365 \text{ dias} = 22.119.000 \text{ m}^3/\text{año}$$

$$\text{Coste del m}^3 \text{ de agua} = \frac{11.210.040,36 \text{ €/año}}{22.119.000 \text{ m}^3/\text{año}} = 0,466 \text{ €/m}^3$$

7. Conclusiones

- Mediante la construcción de esta planta desaladora que hemos simulado, se mejoraría la disponibilidad y el aseguramiento de recursos hídricos antes no aprovechables como el agua de mar. Sobre todo en zonas con pocos recursos hídricos como es la zona de estudio y toda la zona mediterránea.
- La disposición de nuevos recursos hídricos en la zona, se permite la expansión y el desarrollo del turismo, así como optar por la agricultura de regadío tan extendida en la zona.
- Mediante la simulación realizada se han calculado los consumos mínimos tanto de energía, como de productos químicos y agua bruta de alimentación para la situación más desfavorable, teniendo en cuenta el caudal y la calidad del agua producto deseada.
- Aun así, los cálculos realizados ponen de manifiesto el elevado consumo de energía eléctrica que requieren este tipo de instalaciones, debido sobre todo a los bombeos. En especial las bombas de alta presión de los sistemas de ósmosis, que encarecen significativamente el coste del m³ de agua producido.
- Pero teniendo en cuenta la mejora en los pretratamientos y en la calidad y durabilidad de las membranas, se gana eficiencia en el proceso permitiendo reducir la potencia de los bombeos que impulsan el agua hasta ellas. Convirtiendo esta tecnología en una alternativa frente a otros sistemas de planificación hídrica como pueden ser, la construcción de grandes embalses o transvase de ríos.
- Por ello se ha optado por un pretratamiento de agua mediante filtros de anillas y ultrafiltración, ya que con estos sistemas se consigue una reducción en la utilización de productos químicos, dejando el agua en las condiciones óptimas para ser tratada por las membranas de ósmosis.
- La planta se ha simulado en dos trenes principales que trabajan de manera paralela y simultánea, haciendo la planta más versátil y económica ya que garantiza el funcionamiento de al menos una parte de la planta ante cualquier problema o avería.
- La elección de las membranas de ósmosis se lleva a cabo mediante el software de simulación IMS Design de la empresa Hydranautics, con ellas se busca alcanzar los requerimientos del agua producto, sobre todo siendo más restrictivo con el boro debido a su toxicidad y buscando minimizar la energía consumida por las bombas de alta presión.

- Para la optimización del proceso de ósmosis inversa se ha diseñado el proceso en dos pasos, el primero de una etapa y el segundo que cuenta con dos etapas. Con los dos pasos se consigue aumentar la calidad del agua producto, mientras que la doble etapa en el segundo paso consigue una adecuada conversión global del proceso.
- La construcción de esta planta desaladora es necesaria, ya que existe un gran déficit hídrico en la zona de estudio y los acuíferos sufren una sobreexplotación debido a la escasa pluviometría y a la creciente demanda de agua por parte de la población, sobretodo en época estival. El agua producida puede ser utilizada tanto para el abastecimiento de las poblaciones y del turismo de la zona, así como para la agricultura de regadío.
- En el caso de no llevar a cabo el proyecto, la zona seguiría sufriendo déficit hídrico, lo que seguramente conllevaría grandes consecuencias negativas tanto socioeconómicas como medioambientales en la zona de estudio.

8. Referencias Bibliográficas

- [1] Condorchem Envitech. (19 de diciembre de 2016). *Tecnologías de desalación: evolución y perspectivas*. <http://blog.condorchem.com/tag/osmosis-inversa/> Última visita: 20 de abril de 2017.
- [2] De miguel Bello M., (1 de julio de 2016). *Sistemas de captación en desaladoras de agua de mar (I). Tomas abiertas*. <http://www.iagua.es/blogs/mario-miguel-bello/sistemas-captacion-desaladoras-agua-mar> Última visita: 20 de abril de 2017.
- [3] Dow Water & Process Solutions. (2009). *Módulos DowTM de Ultrafiltración. Manual del Producto*. Recuperado el 20 de Abril de 2017:
http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_029b/0901b8038029b719.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/795-00036.pdf&fromPage=GetDoc Última visita: 20 de abril de 2017.
- [4] Escuela Superior de Ingenieros Agrónomos de Madrid. (2009). *Curso Desalación AEDyR 2009*. Madrid. Recuperado el 20 de abril de 2017 de:
- [5] Fariñas, M. (2005). *El coste del agua producida por las grandes desaladoras de agua de mar en España*. Ingeniería y Territorio. (Nº 72), 62 – 67. Última visita: 20 de abril de 2017.
<http://www.ciccp.es/revistait/textos/pdf/08MFari.pdf>
- [6] Hernández-Suarez, M. (2010). *Guía para la remineralización de las aguas desaladas*. Recuperado el 20 de abril de 2017 de:
http://fccs.es/documentos/05_documentos_por_temas/Guia para la remineralización de aguas
- [7] Hispagua. Sistema español de información sobre el agua. <http://hispagua.cedex.es/datos> Última visita: 20 de abril de 2017.

- [8] Hydranautics Nitto Group Company. IMSDesign.
<http://membranes.com/solutions/software> Última visita: 20 de abril de 2017.
- [9] Instituto Español de Comercio Exterior. (2007). *La desalinización en España*. Ministerio de Medio Ambiente. Madrid. Recuperado el 20 de Abril de 2017 de:
<http://www.acuamed.es/media/publicaciones/desalinizacion-en-espana.pdf>
- [10] Instituto Geográfico Nacional. (2006). *Crecimiento Real (1981 – 2006)*. Ministerio de Fomento. Recuperado el 20 de Abril de 2017 de:
https://www.ign.es/espmap/poblacion_bach.htm
- [11] Instituto Geográfico Nacional. (2006). *Escorrentía total media anual*. Ministerio de Fomento. Recuperado el 20 de Abril de 2017 de:
https://www.ign.es/espmap/mapas_ma_eso/MedioESO_Mapa_04.htm
- [12] Instituto Geográfico Nacional. (2006). *Superficie de Regadío*. Ministerio de Fomento. Recuperado el 20 de Abril de 2017 de:
https://www.ign.es/espmap/mapas_rural_bach/Rural_Mapa_06.htm
- [13] Instituto Geográfico Nacional. (2006). *Consumo de energía eléctrica*. Ministerio de Fomento. Recuperado el 20 de Abril de 2017 de:
https://www.ign.es/espmap/mapas_ocupacion_eso/OcupaESO_Mapa_12.htm
- [14] Ministerio de Energía, Turismo y Agenda Digital. (2016). *Precio neto de la electricidad para uso doméstico y uso industrial*. Recuperado el 20 de Abril de 2017 de:
http://www.minetad.gob.es/esES/IndicadoresyEstadisticas/DatosEstadisticos/IV.%20Energ%C3%ADa%20y%20emisiones/IV_12.pdf
- [15] Ministerio de Medio ambiente. (1998). *Libro Blanco del Agua. Documento de Síntesis*. Madrid: Ministerio de Medio Ambiente, Secretaria de Estado de Agua y Costas. Recuperado el 20 de abril de 2017 de: http://www.mapama.gob.es/es/agua/temas/planificacion-hidrologica/sintesis_tcm7-28955.pdf
- [16] Ministerio de Sanidad y Política Social. (2009). *Guía de desalación: aspectos técnicos y sanitarios en la producción de agua de consumo humano*. Madrid: Centro de Publicaciones. (pp. 53 – 73). Recuperado el 20 de abril de 2017 de: http://www.sergas.es/Saude-publica/Documents/2784/Guia_desalacion.pdf
- [17] Prats Rico, D. y Melgarejo Moreno, J. (2006). *Desalación y reutilización de aguas. Situación en la provincia de Alicante*. Alicante: Generalitat Valenciana. Recuperado el 20 de abril de 2017 de: <https://iuaca.ua.es/es/documentos/documentos/ebooks/ebook-desalacion-y-reutilizacion-de-aguas-en-la-provincia-de-alicante.pdf>
- [18] ProMinent. (2016). *Bombas de dosificación, componentes y sistemas de dosificación*. Recuperado el 20 de abril de 2017 de:
<https://www.prominent.com/resources/Catalogue/Spanish/7167/bombas-sistemas-dosificacion-componentes-catalogo-de-productos-ProMinent-2016-folio-1.pdf>
- [19] R.D. 140/2003, de 7 de febrero, por el que se establecen los criterios sanitarios de la

calidad del agua de consumo humano. *Boletín oficial del Estado*. Madrid, de 21 de febrero de 2003. Recuperado el 20 de abril de 2017 de: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2003-3596>

[20] Regaber Matholding Group.

https://regaber.com/cultivos/extensivos/item/apollo?category_id=1258 Última visita: 20 de abril de 2017.