

DISEÑO DE UNA DESALADORA DE AGUA DE MAR DE 60.000 m³/día CON PRETRATAMIENTO DE ULTRAFILTRACIÓN

Tutor: Aitor Díaz Pérez

Marcos Benito de Benito

Marcos Carballo Lafuente

Adrián Otero Romero

Marta Ruiz Álvarez

MEMORIA

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	5
1.1. Los recursos hídricos	5
1.2. Distribución del agua en el mundo	6
1.3. Los recursos hídricos en España	7
1.3.1. Distribución de los recursos hídricos	7
1.3.2. La demanda de recursos hídricos en España	8
1.3.2.1. Abastecimiento de la población	8
1.3.2.2. Industria	8
1.3.2.3. Uso agrícola	9
1.3.2.4. Requerimientos Ambientales	10
2. ANTECEDENTES	12
2.1. La desalación en el mundo	12
2.2. La desalación en España	13
2.2.1. Programa A.G.U.A	15
2.2.1.1. Antecedentes	15
2.2.1.2. Actuaciones del programa A.G.U.A	15
3. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	16
4. OBJETIVO	20
5. LOCALIZACIÓN	21
6. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y EQUIPOS	24
6.1 Captación	24
6.2 Tratamientos químicos	24
6.2.1 Coagulación	24
6.2.2 Desinfección	25
6.2.3 Regulación del pH	25
6.2.4 Reducción de oxidantes	26
6.2.5 Antiincrustante	27
6.3 Filtros de anillas	27
6.3.1 Descripción	27
6.3.2 Diseño de filtros	28
6.4 Ultrafiltración	29
6.5 Tanque de regulación	30
6.6 Filtros de cartuchos	31
6.7 Ósmosis Inversa	31
6.8 Sistema de recuperación de energía	34
6.9 Remineralización	34
6.10 Tanque de agua producto	35
6.11 Emisario de salmuera	35
6.12 Bombeos	35
7. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL	36
8. ESTUDIO DE COSTES DE EXPLOTACIÓN	37

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1: Distribución del agua dulce y salada	5
Figura 1.2: Distribución del agua dulce	6
Figura 1.3: mapa de esorrentía total media anual en mm (1940/41-1995/96)	7
Figura 1.4: Mapa de distribución territorial de la actividad industrial	9
Figura 1.5: Mapa de distribución de las áreas regadas	9
Figura 2.1: capacidad mundial instalada acumulada	12
Figura 2.2: capacidad de desalación por países	13
Figura 2.3: Usos del agua desalada en España (2006)	14
Figura 3.1: Volúmenes distribuidos por la Comunidad de Regantes de Campo de Cartagena 1979 al 2003 (los datos del 2003 son hasta diciembre)	17
Figura 3.2: Mapa Campo de Cartagena	18
Figura 3.3: Evolución de la población en el Campo de Cartagena. Fuente: INE	19
Figura 5.1: Mapa de posibles ubicaciones de la desaladora	22
Figura 5.2: Distribución de la población en el Campo de Cartagena	23
Figura 7.1: Filtro de anillas	28
Figura 7.2: Sistema de Ósmosis Inversa	32
Figura 9.1: Costes fijos	37
Figura 9.2: Costes variables	37

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1: Países con mayores recursos hídricos	6
Tabla 1.2: Países con menores recursos hídricos	7
Tabla 1.3: Distribución de recursos por unidades de planificación hidrológica	8
Tabla 1.4: análisis autonómico de la superficie agrícola	10
Tabla 2.1: Principales desaladoras en España	14
Tabla 2.2: tipos de inversión del programa A.G.U.A	15
Tabla 7.1: Parámetros diseño ósmosis	32
Tabla 7.2: Simulaciones OI	33
Tabla 7.3: Parámetros sistema de recuperación de energía	34
Tabla 7.4: Parámetros remineralización	35
Tabla 9.1: Resumen costes anuales	38

*“El agua es el vehículo de la naturaleza”
(Leonardo Da Vinci)*

1. INTRODUCCIÓN

Vivimos en una época marcada por la incertidumbre ambiental, el cambio climático, el agotamiento de los recursos naturales, sobretodo de los fósiles, la contaminación del aire, del agua, su abastecimiento, son algunos de los problemas que poco a poco se nos están echando encima, y nos preocupan cada vez más. Pero, ¿quién es el culpable de todo esto? El Ser Humano. El gran crecimiento demográfico, el acelerado progreso tecnológico, y esa manía que tenemos por querer vivir cada vez más cómodos, hacen que se altere el medio ambiente y que se desestabilice el equilibrio biológico de la Tierra. Además uno de los grandes problemas es la mala distribución del consumo a nivel mundial, pues solo somos un tercio de la población los que disfrutamos de más de dos tercios de la riqueza y recursos, lo que quiere decir que vivimos por encima de nuestras posibilidades, y lo que es peor, a costa de otros. La destrucción del planeta es una de las grandes razones para que nos paremos a pensar sobre qué futuro le esperarán a las siguientes generaciones, y reduzcamos nuestro consumo, cuidemos el medio, y protejamos los recursos, sobre todo ese recurso tanpreciado, y sin el cual no podríamos vivir, el agua.

1.1 Los recursos hídricos

El planeta posee unos 1.300 trillones de litros de agua. La mayor parte, un 97,23% la almacenan los océanos (figura 1.1), y los casquetes polares un 2,15%. La verdadera reserva para el hombre, los acuíferos, se reduce a un 0,61%. En los lagos se encierra el 0,009%, en mares interiores el 0,008%. La humedad del suelo acumula el 0,005% del agua total mundial, y en la atmósfera el 0,001 %. Los ríos solo atesoran el 0,0001% de todo el agua (figura 1.2). En nuestro planeta el ser humano sólo puede acceder al 1% del total de los recursos hídricos existentes. [Anexo nº 8 Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente, PNUMA, 2003].



Figura 1.1: Distribución del agua dulce y salada

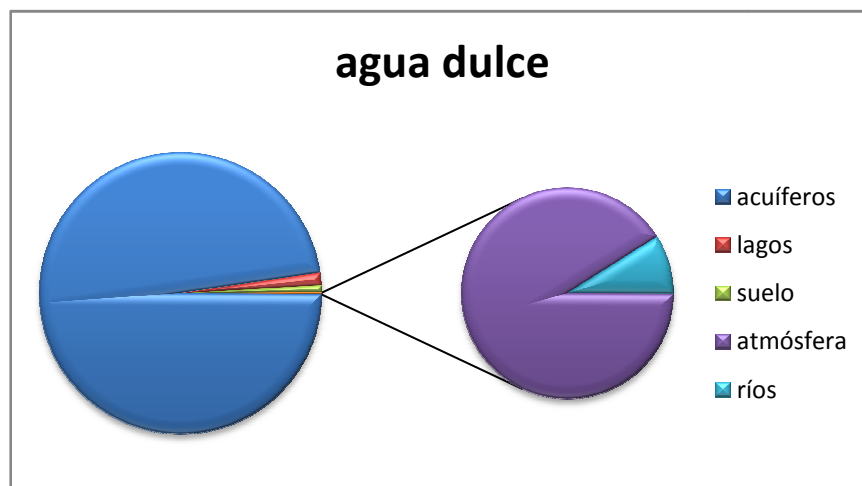


Figura 1.2: Distribución del agua dulce

El agua supone una limitación para el desarrollo, pues tanto la agricultura como la industria, y como no, las poblaciones, dependen directamente del agua. Aunque no son los países con más recursos hídricos los más ricos, puesto que la tecnología juega un papel cada vez más importante para poder obtener agua potable, aún en lugares con grandes déficit hídricos.

1.2 Distribución del agua en el mundo

Según los expertos de la ONU Para 2025, dos tercios de la población mundial se verá afectada por la escasez de agua y de ellos mil 800 millones afrontarán una “falta drástica”. El país con las mayores reservas hídricas del mundo es Brasil, seguido de Canadá y Rusia.

En la siguiente tabla se muestran los 9 países con mayores recursos hídricos:

Tabla 1.1: Países con mayores recursos hídricos
[Review of world water resources by country, FAO, Rome 2003]

País	Km ³ /año
Brasil	8.223
Rusia	4.507
Canadá	2.902
Indonesia	2.838
China	2.830
Colombia	2.132
EEUU	2.071
Perú	1.913
India	1.908

Por otro lado, los países que disponen de menos recursos hídricos son:

Tabla 1.2: Países con menores recursos hídricos
[Review of world water resources by country, FAO, Rome 2003]

País	Km ³ /año
Israel	1,67
Jordania	0,88
Libia	0,60
Cabo Verde	0,30
Yibuti	0,30
Emiratos Árabes	0,15
Qatar	0,05
Malta	0,05
Franja de Gaza	0,06
Bahrein	0,12
Kuwait	0,02

1.3 Los recursos hídricos en España

1.3.1 Distribución de los recursos hídricos

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 1.3 y en la tabla 3 se muestran los recursos hídricos totales en régimen natural, en ellos se ve la marcada diferencia de recursos entre la región norte y sur y este.

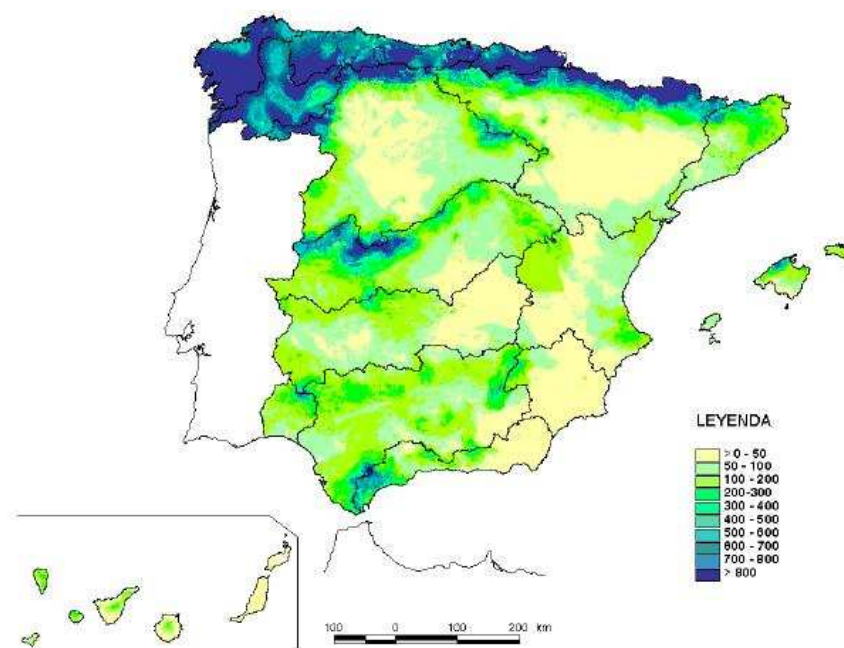


Figura 1.3: mapa de escorrentía total media anual en mm (1940/41-1995/96)

Tabla 1.3: Distribución de recursos por unidades de planificación hidrológica

Ámbito de planificación	Recursos hídricos en régimen natural (hm ³ /año)
Galicia Costa	12.250
Norte	31.907
Ebro	17.967
Duero	13.660
Tajo	10.883
Guadiana	5.475
Guadalquivir	8.601
Sur	2.351
Segura	803
Júcar	3.432
C.I Cataluña	2.787
TOTAL Península	110.116

1.3.2 La demanda de recursos hídricos en España

Los tres tipos de usos del agua principales son abastecimiento de la población, industria y agricultura. Además hay que tener en cuenta, el agua necesaria para los requerimientos ambientales, aún cuando la legislación española no la considere como un uso sino como una restricción. Cada tipo de demanda requiere unas características diferentes en cuanto a sus requerimientos cualitativos y cuantitativos, su distribución espacial, su evolución previsible, y las modalidades de uso más o menos consuntivas a que dan lugar.

1.3.2.1 Abastecimiento de la población

Esta demanda incluye el agua destinada tanto a asentamientos urbanos como rurales, además de las industrias allí localizadas. Cabe señalar que una proporción alta de las cantidades extraídas de agua para este uso retorna al ciclo hidrológico, aproximadamente un 80%. De las demandas consuntivas totales un 15 % se destina a este uso, ascendiendo a una cantidad de 4.700 hm³/año.

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 litoral afecta sobre todo al arco del mediterráneo.

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

1.3.2.2 Industria

El volumen de agua destinado a usos industriales se estima en torno a 1.700 hm³ anuales, un 5% de los consumos totales, de los cuales un 80% retorna al ciclo hidrológico. La distribución geográfica de la actividad industrial muestra pautas análogas a las de la población, con una mayor concentración en el litoral mediterráneo oriental, sobre todo en Cataluña, Valencia y Murcia, tal y como se muestra en la figura 1.4:

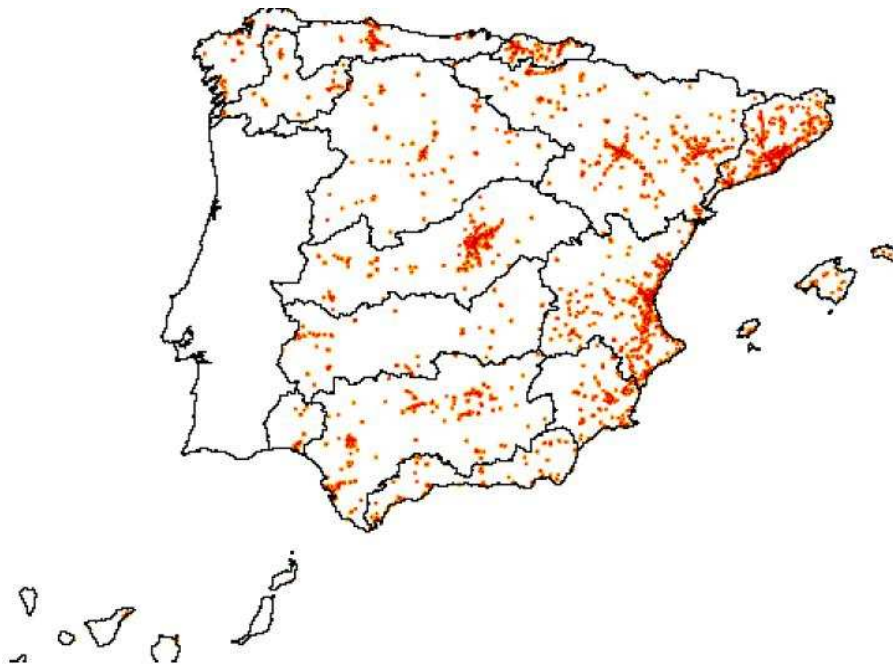


Figura 1.4: Mapa de distribución territorial de la actividad industrial

1.3.2.3. Uso agrícola

El regadío es el principal uso del agua en España, con una demanda hídrica superior a los 24.000 hm³/año, lo que representa casi el 80% del total de las detracciones totales. Estos recursos riegan 3,4 millones de hectáreas, lo que supone un 18% del área cultivada. En la figura 1.5 se muestra la distribución de las áreas regadas según el origen del agua (subterránea, superficial o mixta). Una vez se pone de manifiesto las diferencias que existen entre el mediterráneo, el interior y el norte de la península.

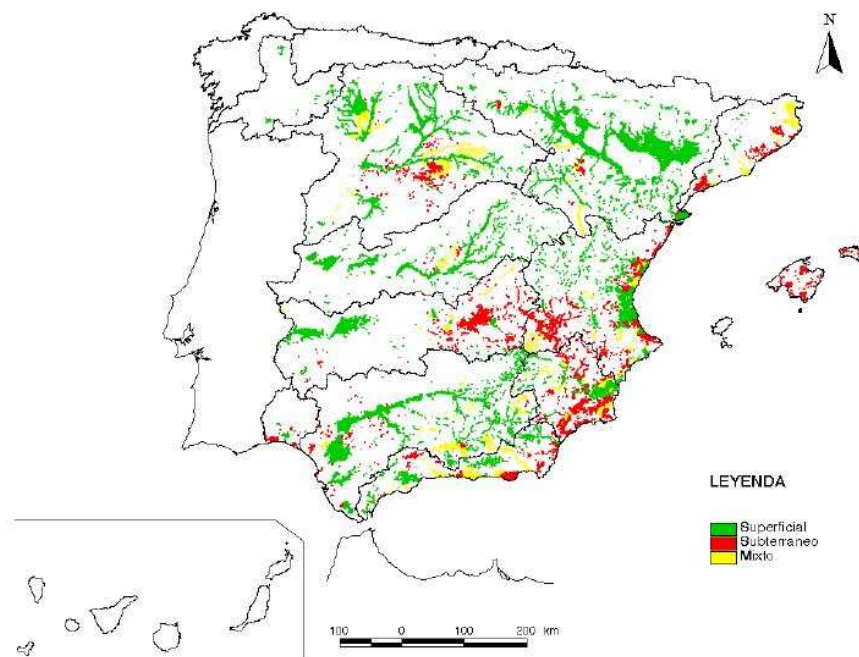


Figura 1.5: Mapa de distribución de las áreas regadas

En la siguiente tabla se muestra la importancia del regadío en las diferentes comunidades autónomas:

Tabla 1.4: análisis autonómico de la superficie agrícola
[Anuario de Estadística, Ministerio de Medio Ambiente Medio Rural y Marino, 2008]

	Secano	Regadío (ha)	Total (ha)	% Regadío/total cultivado	% Regadío/total nacional
Andalucía	3.843.505	927.957	4.771.462	19,4	28,0
Aragón	1.645.910	378.869	2.024.779	18,7	11,4
Baleares	204.900	16.188	221.088	7,3	0,5
C.Valenciana	448.572	297.444	746.016	39,8	8,9
Canarias	41.312	22.137	63.449	34,8	0,7
Cantabria	246.139	325	246.464	0,13	0,01
Castilla-León	5.087.323	414.659	5.501.982	7,5	12,5
Castilla-La Mancha	3.850.350	462.674	4.313.024	10,7	13,9
Cataluña	791.741	249.665	1.041.406	23,9	7,5
Extremadura	2.947.280	202.315	3.149.595	6,4	6,1
Galicia	875.025	29.076	904.101	3,2	0,8
La Rioja	185.521	32.457	217.978	14,9	0,9
Madrid	243.817	20.115	263.932	100	0,6
Navarra	396.298	88.243	484.541	18,2	2,7
P.Asturias	415.819	1.621	417.440	0,39	0,05
País vasco	214.977	8.710	223.687	3,9	0,3
R. de Murcia	307.682	167.334	475.016	35,2	5,0
ESPAÑA	21.776.411	3.319.789	25.096.200	13,2	100,0

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.

1.3.2.4. Requerimientos Ambientales

Es necesario mantener unos flujos mínimos para la conservación de los recursos ecológicos y paisajísticos vinculados con el agua: descargas de los acuíferos, caudales circulantes en la red fluvial o aportaciones al mar en las desembocaduras. Los planes hidrológicos de cuenca definen los caudales mínimos necesarios para cubrir los requerimientos ambientales. En el libro Blanco del agua se calcula que un 20% de los recursos naturales totales (más de 20.000 hm³/año) son necesarios para cubrir los requerimientos ambientales.

España es un país con grandes diferencias entre norte y sur y sureste respecto a cantidad de recursos hídricos, además las zonas con menos disponibilidad de agua son las que más densidad de población poseen, y las que mayor porcentaje de superficie de regadío tienen, por tanto son las zonas que más agua demandan. Esto, sumado a la diferencia de aportaciones entre el invierno y el verano en la mayoría del país, hacen de España un lugar donde la inversión en tecnología, y la correcta gestión del agua es necesaria para cubrir las demandas hídricas.

2. ANTECEDENTES

2.1 La desalación en el mundo

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. Muchos años de sequía en muchos sitios, seguido de desertificación han producido efectos negativos tanto sociales como económicos (aparte de los ambientales).

La desalación de agua de mar (en algunos casos también agua salobre) se viene practicando desde hace unos 60 años [Wagnick 1996, 1998], y es considerado en muchos países como un importante recurso de suministro de agua. Cabe señalar que el mayor paso en el desarrollo fue en los años 40, durante la Segunda Guerra Mundial, donde varios militares asentados en zonas áridas necesitaban agua para abastecer a sus tropas [Buros]. El potencial que la desalación ofrecía fue reconocido después de la guerra, y fue a partir de ahí cuando se empezó a trabajar sobre ello en muchos países.

En la década de los 60 se producían unos 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 (figura 2.1).

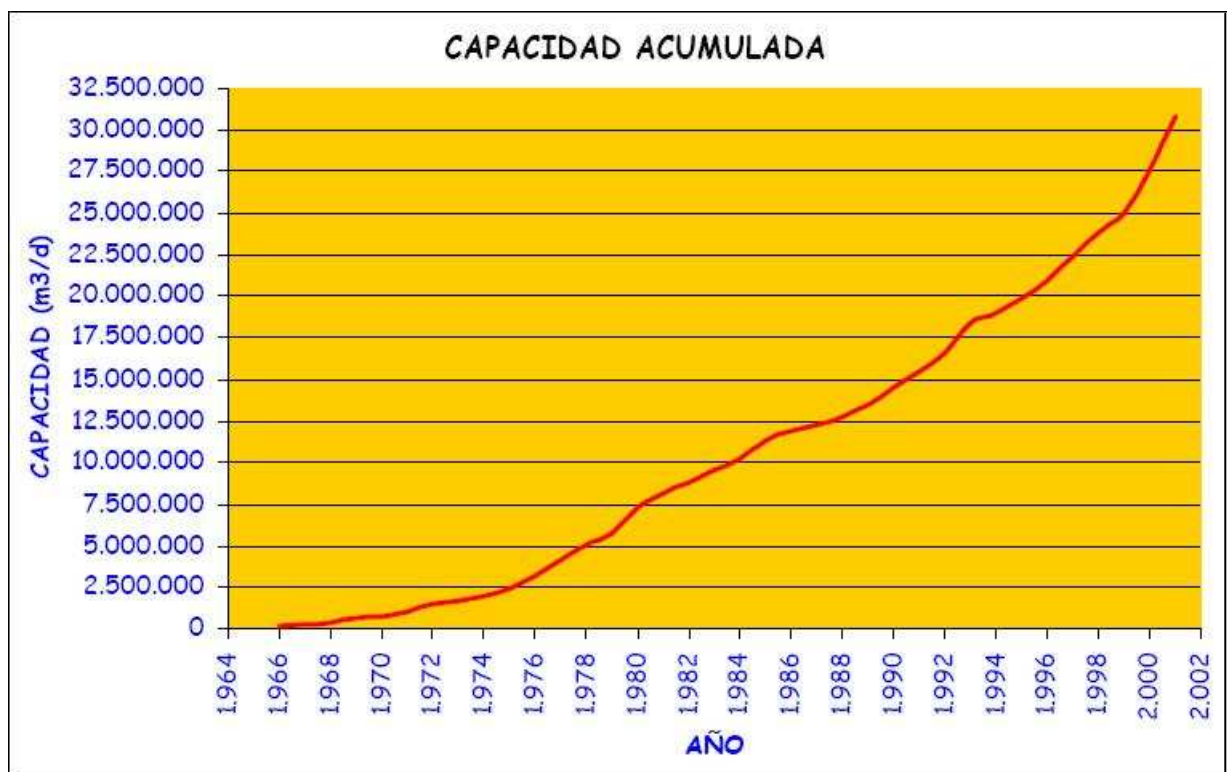


Figura 2.1: capacidad mundial instalada acumulada

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.

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, a excepción de Estados Unidos que si posee grandes reservas hídricas (figura 2.2).

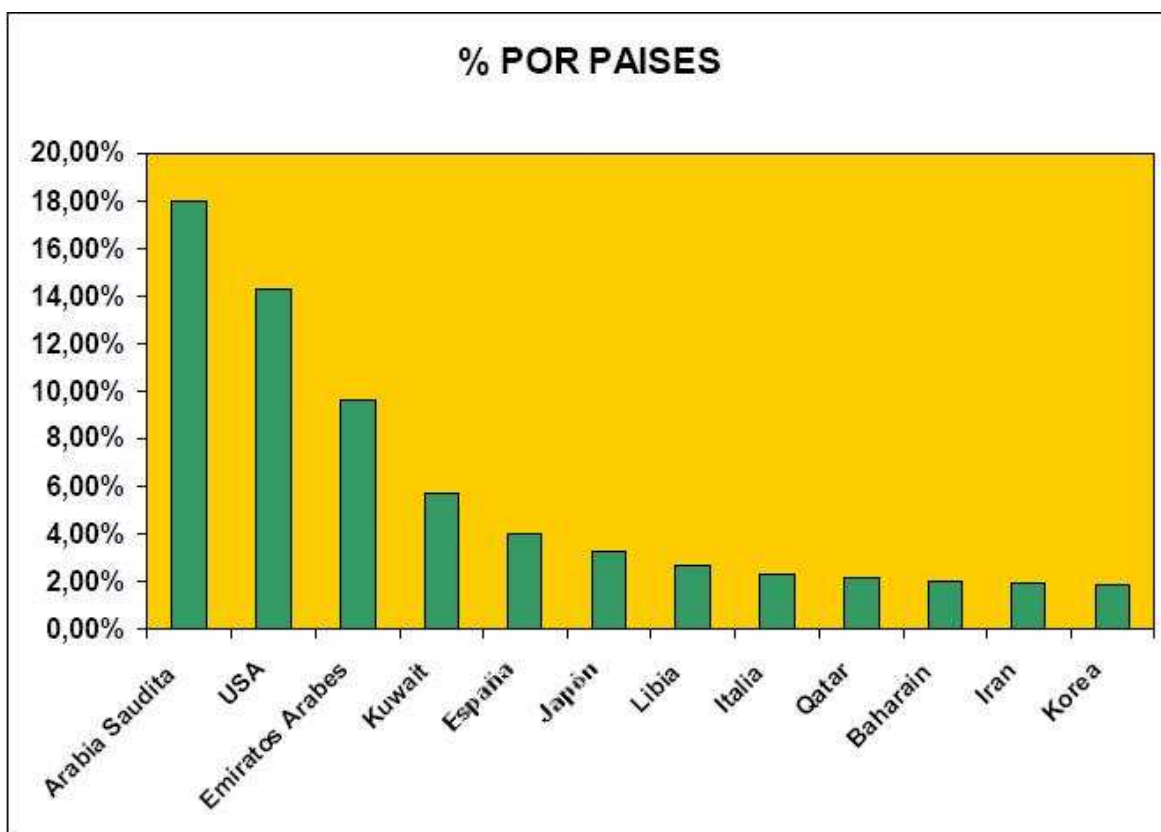


Figura 2.2: capacidad de desalación por países

Según este gráfico, España se sitúa en el 5º puesto de los países con mayor porcentaje de capacidad de desalación del mundo.

2.2 La desalación en España

El grave desequilibrio de los recursos hídricos, sumado a los consumos soportados por zonas con agricultura intensiva de regadío e infraestructuras turísticas, que además consumen en las épocas de verano, cuando se producen menores precipitaciones, hace que sea necesario recurrir a la desalación para cubrir las demandas 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 destino 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 2.3:

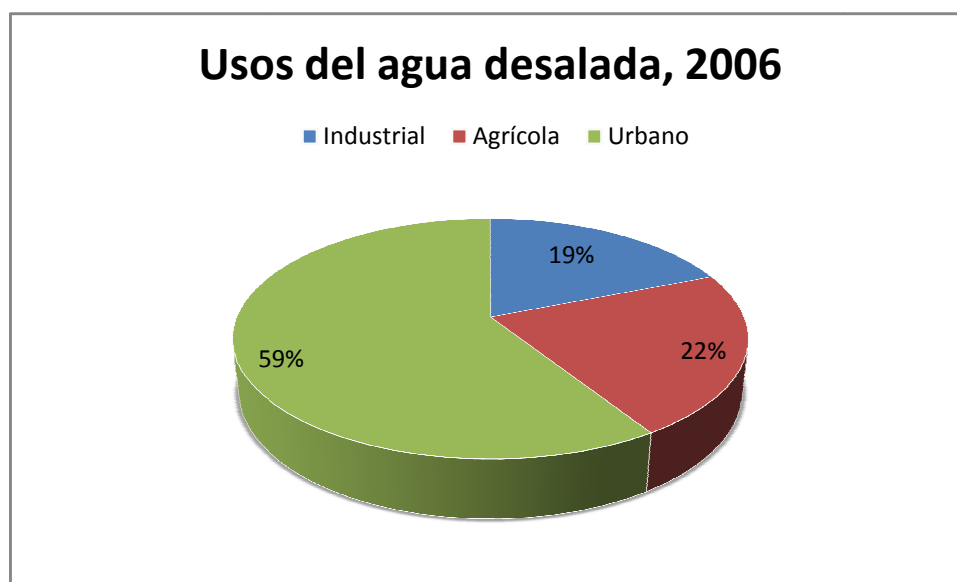


Figura 2.3: Usos del agua desalada en España (2006)

España es un país puntero en tecnología de desalación y actualmente se producen algo más de 2 hm³ al día en las más de 950 desaladoras y desalobradoras que están actualmente en funcionamiento. Además si se llevan a cabo todas las actuaciones previstas en el programa A.G.U.A en el Arco Mediterráneo, las aportaciones totales de nuevos recursos de este origen superarán los 1.100 hm³ anuales. En la tabla 2.1 se muestran las principales desaladoras que existen en España y la capacidad de producir agua desalada que tienen:

Tabla 2.1: Principales desaladoras en España

Planta	Cuenca	Hm ³ /año	Estado
<i>Torre Vieja</i>	Cuenca del Segura	80	En construcción
<i>Águilas</i>	Cuenca del Segura	70	En servicio en 2011
<i>Atabal</i>	Cuencas Andaluzas	60	En servicio
<i>Barcelona</i>	Cuencas internas de Cataluña	60	En servicio desde 2009
<i>Valdelentisco</i>	Cuenca del Segura	50	En servicio
<i>Carboneras</i>	Cuencas andaluzas	42	En construcción
<i>Vega baja</i>	Cuenca del Segura	40	En construcción
<i>Campo Dalías</i>	Cuencas andaluzas	30	En construcción
<i>Alicante I y II</i>	Cuenca del Júcar	24	En servicio

2.2.1 Programa A.G.U.A

2.2.1.1 Antecedentes

La zona del Levante español (Murcia, Alicante y Almería) se ha servido del trasvase Tajo-Segura desde hace unos 30 años. La capacidad teórica de este trasvase es de 600 hm³ al año, pero se va reduciendo todos los años, actualmente apenas se trasvasa un tercio de su capacidad teórica. En el año 2001 el Plan Hidrológico Nacional propuso un trasvase de 1.050 hm³/año desde el Ebro y con una extensión de 900 km. En el año 2004, las Administración decidió derogar el Traspase del Ebro, para proponer otro tipo de actuaciones englobadas en el programa A.G.U.A

2.2.1.2 Actuaciones del programa A.G.U.A

Las actuaciones englobadas dentro del programa A.G.U.A van desde la reutilización, la desalación, la mejora de las infraestructuras hidráulicas, mejoras en los sistemas de riego... etc. En la tabla 2.2 se muestran los tipos de inversión dentro del programa A.G.U.A:

Tabla 2.2: tipos de inversión del programa A.G.U.A

Tipo	Número	Inversión (millones €)
Desalación	34	1.945
Reutilización	15	235
Mejora de las infraestructuras y su gestión	20	908
Modernización de riegos	14	248
Mejoras medioambientales	14	4783
Total	97	3.813

Las actuaciones serán implantadas a lo largo de todo el Litoral mediterráneo: Girona, Barcelona, Tarragona, Castellón, Valencia, Alicante, Albacete, Murcia, Almería y Málaga.

Los esfuerzos y las inversiones se han dirigido siempre a la modernización de riegos y a la reutilización de aguas residuales, pero eso no garantiza cubrir todas las demandas por eso se propone la desalación como una solución más original, ya que hasta entonces no se había utilizado a gran escala.

3. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Al carecer de cursos de agua permanentes, la agricultura del Campo de Cartagena estaba tradicionalmente basada en los cultivos de secano: cereales, olivo, almendro y algarrobo principalmente.

La extracción de agua de niveles freáticos permitió el cultivo de algunas especies de regadío como habas, guisantes, melones, sandías, pimientos y tomates, productos que se utilizaban para la subsistencia ya que se trataba de una agricultura de bajo rendimiento.

El Campo de Cartagena vivió en el S.XX una revolución en su estructura económica debido fundamentalmente a la llegada en los años ochenta del agua del trasvase Tajo-Segura que transformó los cultivos de secano en regadíos. El agua del trasvase Tajo-Segura, la benignidad del clima y las transformaciones productivas, tecnológicas y empresariales convirtieron la agricultura del Campo de Cartagena en una de las más productivas y rentables de Europa. Los productos agrícolas del Campo de Cartagena son exportados a todo el mundo, especialmente a los países de la Unión Europea contribuyendo muy positivamente a la balanza comercial de España.

Debido a esto se ha incrementado de manera notable la presencia de distintos cultivos de regadío asociados con altas demandas de agua, que junto con la desigual distribución de los recursos hídricos, y el crecimiento demográfico y el aumento de sus necesidades, crea una situación de permanente escasez.

Los recursos hídricos destinados al abastecimiento de esta zona provienen del trasvase Tajo-Segura (122 Hm³), cuenca del Segura (4 Hm³) y la desaladora del Mojón (2,2 Hm³), cuya agua procede del drenaje de la Zona Regable, evitando la contaminación del Mar Menor. Estas dotaciones, junto con otros aprovechamientos secundarios (aguas subterráneas y reutilización de aguas urbanas), son por completo insuficiente para cubrir la demanda potencial agrícola de agua en la Zona Regable, donde la precipitación anual apenas alcanza los 300 mm.

La diferencia entre la evapotranspiración potencial y la precipitación, referidas al mismo periodo, se traduce en un déficit hídrico, que se evalúa entre 800 y 1.400 mm. Las necesidades reales están entre los 180 y 200 Hm³, lejos aún de las aportaciones anuales (129 Hm³).

La gran dependencia de los recursos externos, asociados al trasvase, crea habitualmente situaciones de inestabilidad e incertidumbre respecto a los caudales previstos o necesarios, que repercute negativamente en la agricultura de las zonas abastecidas. Un ejemplo de esto es que únicamente en 1998 y 1999 se han trasvasado desde la cabecera del Tajo la totalidad de las dotaciones establecidas, por lo que la situación habitual de funcionamiento es la de un déficit permanente de recursos con una gran irregularidad del Trasvase. Ha habido años que la situación ha sido muy crítica, por ejemplo en 1995 la Comunidad de Regantes solo pudo distribuir 18 Hm³, como se observa en la figura 3.1.

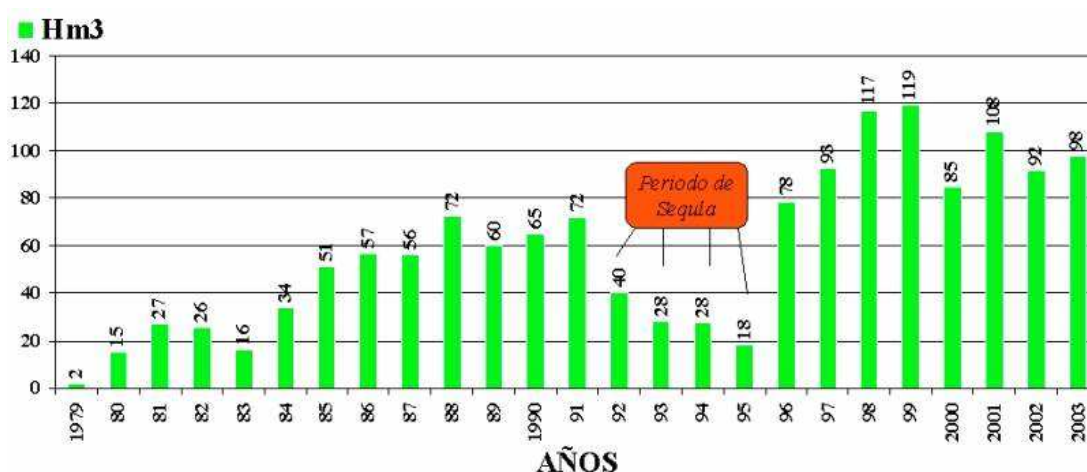


Figura 3.1: Volúmenes distribuidos por la Comunidad de Regantes de Campo de Cartagena 1979 al 2003 (los datos del 2003 son hasta diciembre)

Esta falta de garantía es lo que ha hecho que se busque una fuente alternativa de recurso, siendo la desalación la elegida finalmente, debido a la irregularidad del trasvase Tajo-Segura y la derogación del trasvase del Ebro y la consecuente política de implantación de desaladoras como alternativa mediante el Programa AGUA.

Pese a las por el momento escasas realizaciones prácticas en la cuenca, esta tecnología se apunta como una de las que contribuirán, sin duda alguna, al suministro de caudales con destino a riegos a corto y medio plazo, como indican las palabras de José Salvador Fuentes Zorita presidente de la Confederación del Segura, en una entrevista de un periódico regional: «El objetivo prioritario del nuevo Plan de Cuenca es poner en relación las demandas con los recursos disponibles, entre otras cosas para paliar el déficit derivado de la insuficiente garantía de desembalses desde la cabecera del Tajo. En el Campo de Cartagena hay reservas de agua aceptables que podemos aprovechar. Los acuíferos cuaternarios superficiales, por ejemplo, no tienen un problema de contaminación, sino de mala calidad de las aguas por su alta salinidad. Y hay fórmulas para salvar ese obstáculo».

Actualmente está incluida dentro de la planificación del PHC del Segura una partida de unos 72 millones de euros destinada a la reutilización y desalación de aguas.

Convergen para ello la enorme presión económica por disponer de recursos en las zonas no cubiertas por aguas reguladas propias de la cuenca o procedentes del trasvase (todo el cinturón costero de la cuenca, y algunas áreas interiores), sumada al progresivo agotamiento de recursos subterráneos y degradación de la calidad de los existentes. Estos recursos, con calidades que los hacen inservibles para ningún uso, podrían ser tratados con el objetivo de reducir su salinidad y posibilitar su aplicación directa.

Un ejemplo muy interesante de este proceso es el que se llevó a cabo en una planta de tratamiento pionera existente en Mazarrón, que desaliniza mediante ósmosis inversa aguas salobres para aplicarlas al riego.

Además de agua para riego, la zona tiene una población de 382114 habitantes, la cual también ha de ser abastecida. La población de la zona (figura 3.2) se reparte entre los municipios de:

- Cartagena: 211996 habitantes.
- Torre Pacheco: 31495 habitantes.
- San Pedro del Pinatar: 23738 habitantes.
- San Javier: 31432 habitantes.
- La Unión: 17.737 habitantes.
- Los Alcázares: 15619 habitantes.
- Fuente Álamo de Murcia: 14876 habitantes.
- Mazarrón: 35221 habitantes.

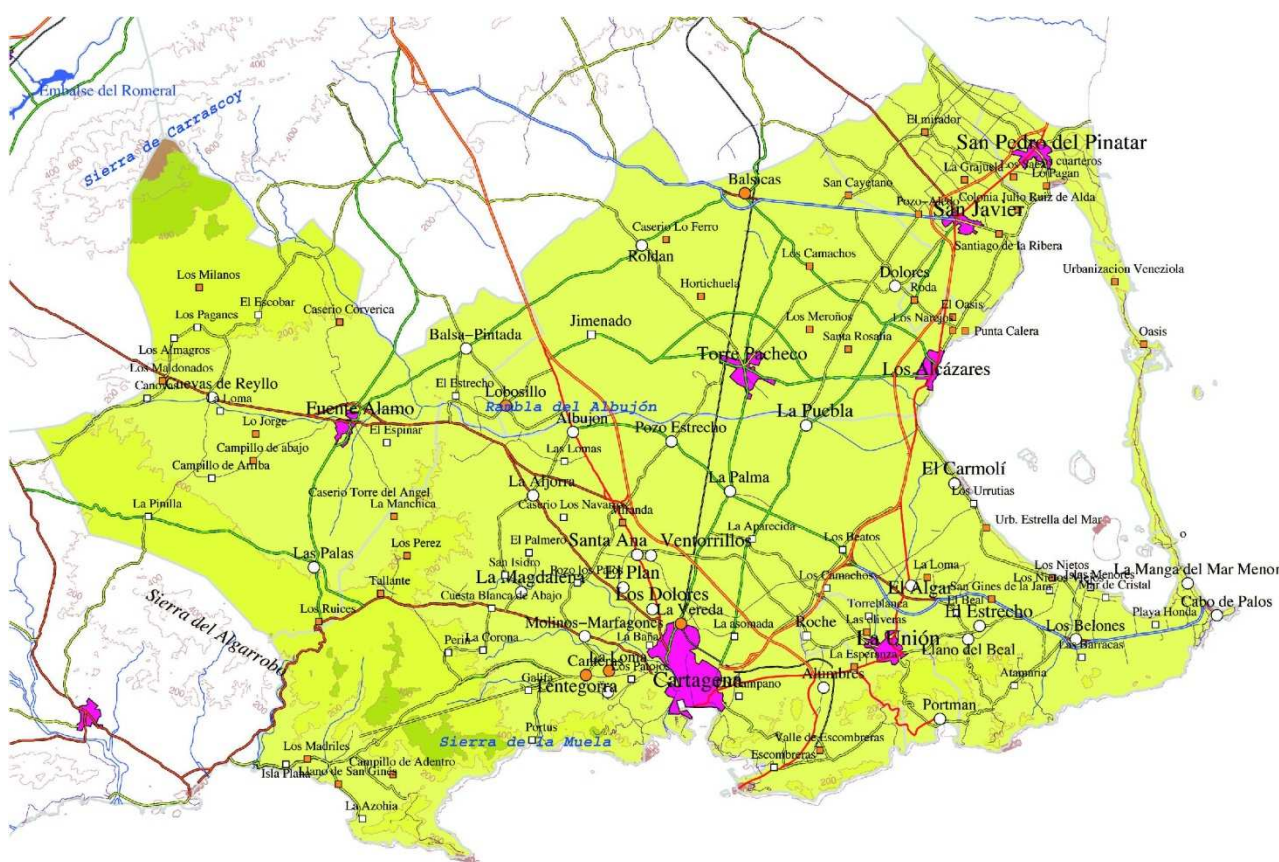


Figura 3.2: Mapa Campo de Cartagena

Cabe señalar, que esta zona está experimentando un gran crecimiento demográfico (figura 3.3), por lo que garantizar el abastecimiento de agua urbana puede suponer un problema a futuro, sobre todo teniendo en cuenta que el trasvase Tajo-Segura, aporta cada vez menos agua, y la agricultura (que es la base histórica de la economía de la zona) requiere grandes cantidades de agua. Además del crecimiento demográfico que experimenta la zona, hay que sumar la afluencia de turistas en verano, que aumenta notablemente la demanda de agua en una época en la que los recursos hídricos son aún más bajos.

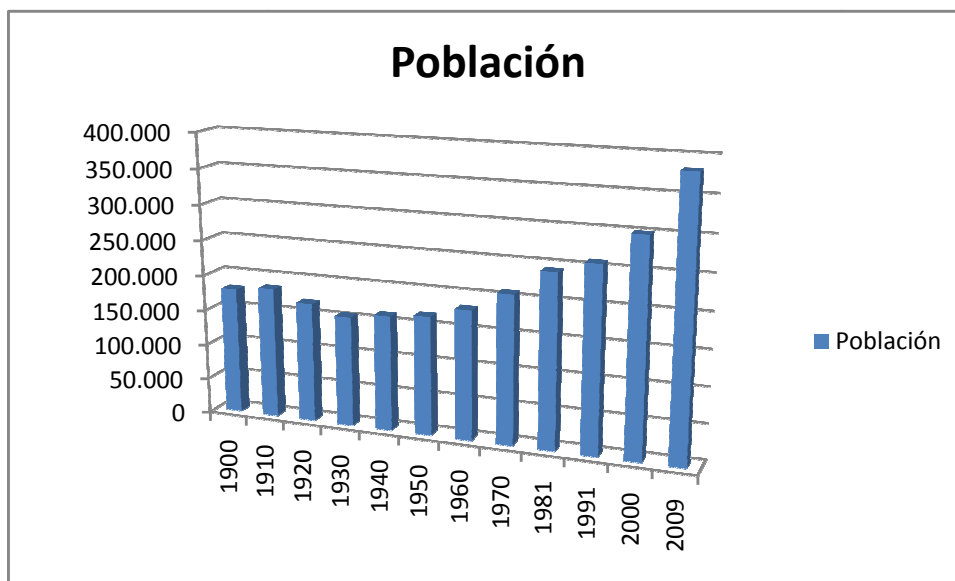


Figura 3.3: Evolución de la población en el Campo de Cartagena. Fuente: INE

Con el proyecto de la Desaladora de la Comunidad de Regantes de Campo de Cartagena se pretende aumentar en 21 Hm³ el suministro de agua en la zona del Campo de Cartagena, de manera que se pueda garantizar el abastecimiento tanto para uso agrícola, como para abastecimiento urbano.

4. OBJETIVO

El objetivo de este proyecto es el diseño y dimensionamiento de una instalación desaladora de agua de mar (IDAM) con una capacidad de producción de 60.000 m³/día, para la obtención de agua tanto para riego como para abastecimiento urbano. La planta se situará en el municipio de Cartagena, por ubicarse éste en un lugar estratégico para el posterior suministro del agua a la Zona Regable del Campo de Cartagena. Además desde esta zona, se puede abastecer de agua potable a la ciudad de Cartagena, que supone el 56% de la población de todo el Campo de Cartagena

La desalación se llevará a cabo mediante un proceso de ósmosis inversa con pretratamiento de ultrafiltración, obteniéndose un agua de características y calidad adecuadas.

El proyecto se ceñirá en todo momento al cumplimiento de los requisitos exigidos en Real Decreto 140/2003 por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua del consumo humano.

5. LOCALIZACIÓN

El elevado coste de las plantas desaladoras hace que sea necesario realizar estudios previos que permitan distinguir de entre las alternativas posibles la que mejor se adapta a los requerimientos económicos, sociales y ambientales.

Se quiere encontrar ubicación para una planta desaladora que resuelva el déficit hídrico de la Zona Regable del Campo de Cartagena (ZRCC), tanto para riego como para abastecimiento urbano. Además, para la localización se han de tener en cuenta las siguientes condiciones:

- ❖ Su ubicación será dentro de la Comunidad Autónoma de la Región de Murcia, ya que se recibirá una subvención por parte del Gobierno Regional.
- ❖ Esté situada dentro de la zona regable o a menos de 30 kilómetros de cualquier punto de la ZRC.
- ❖ Esté a más de 3 kilómetros de cualquier área urbana o periurbana para evitar problemas de ruidos.
- ❖ No puede ubicarse en zonas catalogadas como hábitats de interés por la Comunidad Autónoma de Murcia, lugares de interés comunitario (LICs), zonas de especial protección de las aves (ZEPAs).
- ❖ Teniendo en cuenta la leyenda del mapa geológico de Murcia, la geología de los terrenos sobre los que se ubique se desea que sea de Conglomerados; gravas; arenas y limos.
- ❖ En el litoral murciano hay grandes zonas de praderas de posidonia. La ubicación de la planta no debe estar cerca a estas formaciones, estén o no alteradas, por lo que se exige que esté a más de cinco kilómetros de ellas.
- ❖ La planta debe situarse en terrenos de dominio público, preferiblemente en el dominio hidráulico de las ramblas, para facilitar los permisos de ocupación de los terrenos.
- ❖ No debe producir rechazo social. Es decir no debería verse desde las zonas residenciales próximas (zonas urbanas y periurbanas).

Teniendo en cuenta estos requisitos se calcula, mediante un SIG, la ubicación o ubicaciones que cumplan con todos ellos y, posteriormente, se selecciona la más conveniente de acuerdo con otros criterios como redes de transporte, distancia al mar...etc.

Las capas de información geográfica utilizadas para la delimitación son las siguientes:

- Contorno
- Municipios
- Usos del suelo
- Lugares de interés comunitario
- Zonas de especial protección de las aves
- Hábitats
- Praderas de Posidonia
- Geología
- Red hidrográfica
- Modelo digital de elevaciones

Una vez aplicada toda la información geográfica, y aplicando un criterio de proximidad con la costa, el mapa resultante con las áreas de cumplimiento es el siguiente (figura 5.1):

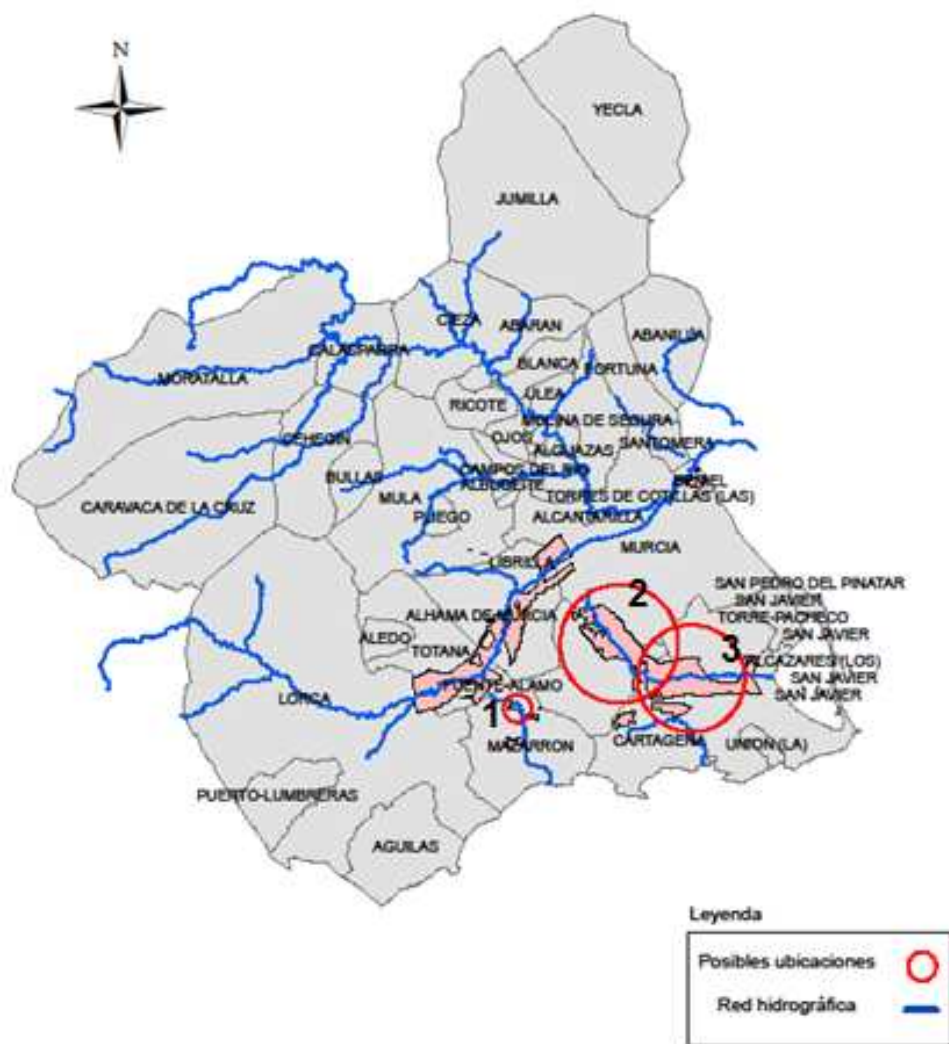


Figura 5.1: Mapa de posibles ubicaciones de la desaladora

Finalmente se escoge la ubicación número 3 por criterios de logística, ya que se encuentra bien comunicada por carretera. Además desde ahí se puede abastecer a la ciudad de Cartagena que es la que mayor porcentaje de población posee de todo el Campo de Cartagena (56%) y puede enviarse el agua desalada a los cultivos tal y como se muestra en la figura 5.2:

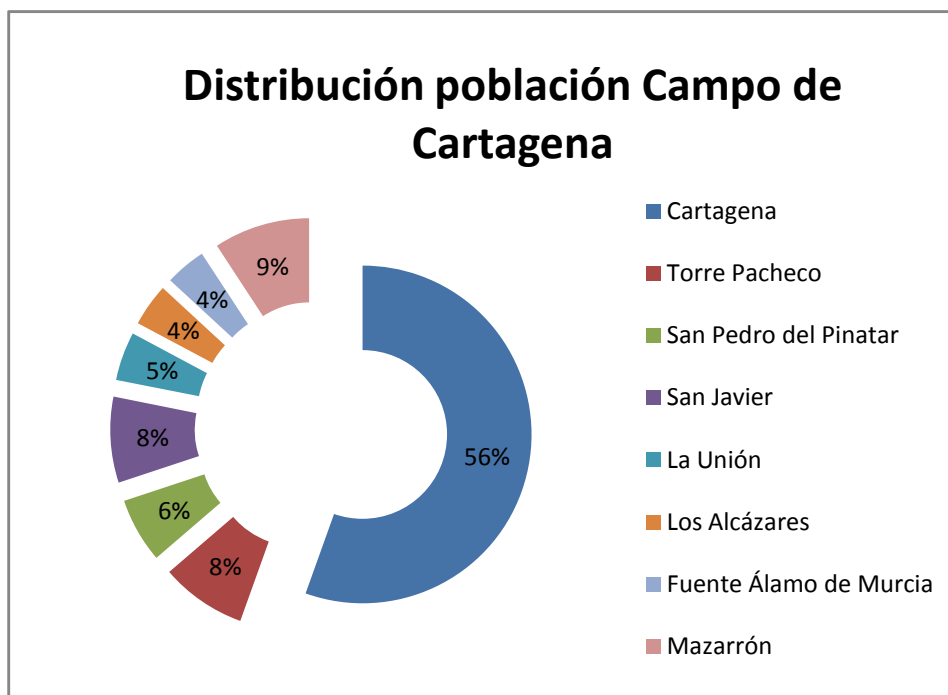


Figura 5.2: Distribución de la población en el Campo de Cartagena

6. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y EQUIPOS

6.1 Captación

La captación se realizará mediante una torre de toma la cual se situará a una profundidad de 30 metros y a una distancia de la costa de 550 m. Se dispondrá de unas rejillas para impedir que entren grandes sólidos al inmisario. 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 0,15 m/s, y el flujo laminar.

Desde la torre de toma saldrá un inmisario submarino construido en polietileno de alta densidad para evitar la corrosión. El agua llegará a una cántara de captación construida en hormigón, desde donde será bombeada hasta la planta.

6.2 Tratamientos químicos

Antes de llevar el agua hasta los tratamientos de membranas, tanto de ultrafiltración como de ósmosis inversa, ésta debe ser sometida a una serie de pretratamientos químicos con objeto de proteger las membranas, garantizar la mejor calidad posible del agua de aporte, prevenir futuros problemas durante la explotación de la planta, disminuir los lavados y consecuentes paradas de la instalación y obtener una agua producto de las características deseadas.

Para el diseño de estos tratamientos es necesario conocer las características físico-químicas del agua, la variabilidad en el tiempo y la conversión que se requiere en el proceso.

6.2.1 Coagulación

El proceso de coagulación consiste básicamente en la adición de cargas positivas a los coloides, que los desestabilicen 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 mas fácil separación.

El coagulante a utilizar en la planta es el Cloruro Férrico (FeCl_3), basándose el funcionamiento de este producto en la formación del correspondiente hidróxido de hierro y la generación de una cierta acidez.

Dosificación y equipos de Cloruro Férrico:

Dosis máxima: 2 ppm (mg/l)

Carga dosificadora: 11,99 kg/h

Dosificación comercial: 10,7 l/h

Kg de producto comercial: 15,95 kg/h

Depósito 10 días: 2568,85 l

Necesidad anual de reactivo: 139.707,3 kg

Equipo: Bomba de membrana magnética modelo **ALPHA C 1004**

Número de unidades: 3 + 1 de reserva

Capacidad máxima unitaria (l/h): 4,1

Presión máxima de descarga (bar): 10

Material: Polipropileno, ceramica y PTFE

6.2.2 Desinfección

Proceso que tiene como finalidad eliminar o reducir la carga biológica del agua mediante la dosificación de Hipoclorito Sódico (NaClO), disminuyendo así los riesgos derivados de la presencia de micro-organismos que pueden generar ensuciamientos en las membranas, y como consecuencia de ello una pérdida de rendimiento de la instalación.

Dosificación y equipos de Hipoclorito Sódico:

Dosis máxima: 5 ppm (mg/l)

Carga dosificadora: 29,97 Kg/h

Dosificación comercial: 249,75 l/h

Kg de producto comercial: 309,69 Kg/h

Depósito 10 días: 14.985 l

Necesidad anual de reactivo: 678.221,1 Kg

Equipo dosificador: Bomba de membrana magnética **Sigma/ 2 HM 16050**

Número de unidades: 3 + 1 en reserva

Capacidad máxima unitaria (l/h): 90

Presión de descarga (bar): 10

Material: Polipropileno, cerámica y PTFE

Desde este mismo depósito de almacenamiento se alimentará el sistema de postcloración del agua producto, con una dosificación de 2 ppm, obteniéndose un caudal de 41,7 l/h y aumentándose así el volumen total del depósito a 17.487 l. El bombeo se realizará mediante 3+1 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo **BT5b 0420**, con capacidad de 17,1 l/h a 4 bar de presión.

6.2.3 Regulación del pH

La corrección del pH tiene como principal objetivo evitar la precipitación de carbonato cálcico en las membranas. Si bien no se estima que existan problemas a este respecto, debe diseñarse un sistema de dosificación de Ácido Sulfúrico en previsión de posibles problemas o cambios bruscos en la composición del agua de aporte.

Dosificación y equipos de Ácido Sulfúrico:

Dosis máxima: 20 ppm (mg/l)

Carga dosificadora: 119,88 Kg/h

Dosificación comercial: 66,48 l/h

Kg de producto comercial: 122,33 Kg/h

Depósito 10 días: 3988,91 l

Necesidad anual de reactivo: 267.895,1 Kg

Equipo dosificador: Bomba de membrana magnética **DLTA 0730**

Número de unidades: 3 + 1 en reserva

Capacidad máxima unitaria (l/h): 29,2

Presión de descarga (bar): 7

Material: PTFE Y PVDF

6.2.4 Reducción de oxidantes

La presencia de oxidantes, como por ejemplo el cloro libre residual proveniente de la desinfección, pueden dañar irreversiblemente las membranas de poliamida utilizadas en el proceso de ósmosis inversa.

Por esta razón es necesario prever la reducción total de estas sustancias oxidantes mediante la dosificación de productos químicos reductores, en este caso Bisulfito Sódico (NaHSO_3).

Dosificación de Bisulfito Sódico:

Dosis máxima: 10 ppm (mg/l)

Carga dosificadora: 55,56 Kg/h

Dosificación volumétrica: 222,24 l/h

Kg de producto comercial (Metabisulfito Sódico): 50,75 Kg/h

Depósito de almacenamiento y preparación 3 días: 4000,32 l

Necesidad anual de reactivo (Metabisulfito Sódico): 111146,71 Kg

Equipo dosificador: de membrana a motor **Sigma/ 2 HM 16050**

Número de unidades: 3 + 1 en reserva

Capacidad máxima unitaria (l/h): 90

Presión de descarga (bar): 10

Material: Polipropileno, cerámica y PTFE

6.2.5 Antiincrustante

Los dispersantes son muy efectivos en la prevención del ensuciamiento de membranas de ósmosis inversa debido a la formación de incrustaciones, usados a pequeñas dosis detienen el proceso de precipitación al inhibir el crecimiento de cristales de sal.

La dosificación del reactivo dispersante se calcula mediante el programa “Perma Care-Membrane Separations Group-R012”, proporcionado por la empresa NALCO, en el que se introducen los datos del agua de aporte y posteriormente facilita tanto el reactivo a utilizar como su dosificación. Estos reactivos se distribuyen igualmente por esta empresa.

El producto a utilizar en esta planta como antiincrustante será el *Perma Treat PC-100*

Dosificación y equipos de *Perma Treat PC-100*:

Dosis total en el agua de alimentación, mg/litro 1,11

Requerimiento diario, kg 148,00

Requerimiento diario, litro 127,59

Requerimiento diario dilución 20%, litro 637,95

Caudal, litro/hora 26,58

Depósito para 10 días, litro 1276

Equipo dosificador: Bomba de membrana magnética **BT5b 0420**

Número de unidades: 3 + 1 en reserva

Capacidad máxima unitaria (l/h): 17,1

Presión de descarga (bar): 4

Material: Polipropileno, vidrio acrílico y PTFE

6.3 Filtros de anillas

6.3.1 Descripción

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 .

Durante el proceso de filtración las anillas están fuertemente comprimidas en forma conjunta por el resorte y la presión diferencial, de esta forma se fuerza al agua a fluir a través de los canales que se forman entre las anillas ranuradas.

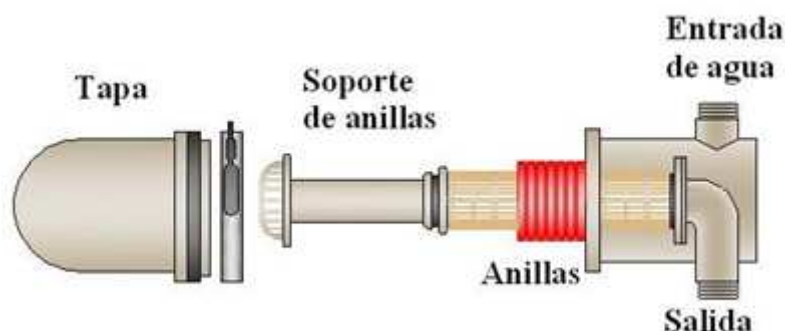


Figura 7.1: Filtro de anillas

Los filtros de anillas no deben provocar pérdidas de carga excesivas en la red. Las pérdidas de carga con un filtro limpio, para su caudal de funcionamiento, deben ser del orden de 2 m.c.a. y se debe proceder a su limpieza cuando dicho valor alcance los 5 m.c.a.

Cuando la suciedad retenida en las anillas produce una pérdida de carga en el filtro de 5 m.c.a. tiene lugar el proceso automático de lavado del filtro con salmuera procedente de los bastidores de ósmosis inversa. Este proceso consiste en la inversión del flujo de agua en el filtro con expulsión del agua sucia al exterior. Además, se produce la expansión de las anillas y su giro, de tal forma que se facilita el desprendimiento y el arrastre de la suciedad acumulada. Este proceso de retrolavado puede desencadenarse también por el tiempo transcurrido entre dos ciclos de contralavado, conocido como resguardo de tiempo.

6.3.2 Diseño de filtros

Para la realización de la filtración descrita anteriormente se proponen módulos de 6 filtros de anillas de la marca ARKAL modelo SKS 6" (8 espigas de filtración) de copolímero plástico con sistema de lavado automático con agua externa, proveniente de la salmuera procedente de la ósmosis con grados de filtración de 100 μm .

Tipo de filtro:	GALAXY SKS 6"
Nº de espigas por filtro:	8
Nº de filtros:	6 filtros por módulo
Nº de módulos:	10 para 100 micras
Superficie de filtrado:	7040 cm ² por filtro.
Superficie de filtrado total:	422.400 cm ² en 100 micras
Caudal de diseño por módulo:	620 m ³ /h en 100 micras
Presión máxima de funcionamiento:	8 bar
Tipo de lavado:	Agua externa procedente de la OI
Caudal de lavado:	480 m ³ /h (función de la presión)
Presión de lavado recomendada:	4 bar (en dinámica)
Grado de filtración:	100 micras

Temperatura máxima:	70° C
Temperatura mínima:	0° C con agua en movimiento
Material cuerpo y cubierta:	Polipropileno
Material colectores:	Polipropileno
Material anillas:	Nylon
Material espina:	Poliamida
Brida colectores entrada-salida:	12" ISO PN10
Brida colectores agua externa-drenaje:	10" ISO PN10
Tiempo efectivo de lavado por módulo:	15 a 30"
Incidencia volumen de lavado vs filtrado:	0,3-0,5 %
Pérdida de carga en estado limpio (100 µ):	1 m.c.A.
Pérdida de carga máxima de ensuciamiento:	5 m.c.A.
Tipo de válvulas de contralavado:	Mariposa con actuador eléctrico

6.4 Ultrafiltración

El agua procedente de la cántara de captación, tras ser tratada en los filtros de anillas, pasará a las membranas de ultrafiltración, donde será filtrada de nuevo para conseguir las condiciones que requieren las membranas de ósmosis.

Mediante la ultrafiltración se consigue la eliminación selectiva de materia en suspensión, partículas, macromoléculas de gran tamaño, materia coloidal y microorganismos, pero no se eliminan iones o materia disuelta como ocurre en el caso de la ósmosis inversa.

Se ha optado por este tipo de pretratamiento puesto que presenta una serie de ventajas respecto a los métodos convencionales. Los sistemas de ultrafiltración presentan un menor consumo químico, mayor eficiencia de eliminación de contaminantes, mejor y más consistente calidad del filtrado, mayor compacidad y automatización más sencilla.

En esta planta se ha optado por la instalación de membranas de ultrafiltración del tipo fibra hueca debido a su alta compacidad y a la capacidad de ser lavadas hidráulicamente en sentido contrario al de filtración. Estas membranas serán el modelo SFX-2880 de la marca DOWTM y estarán construidas en fluoruro de polivinilideno hidrofílico (H-PVDF) de doble pared.

Las fibras huecas de ultrafiltración tendrán un diámetro interior de 0,70 mm y un diámetro exterior de 1,30 mm y se dispondrán en haces de miles de fibras que se introducirán en recipientes cilíndricos de U-PVC en configuración vertical, configurando un módulo de gran compacidad con el que se logrará una alta producción en poco espacio. Cada módulo de membranas tendrá un área de 77 m².

Estas membranas trabajarán de fuera hacia dentro, es decir, el agua se recogerá en el interior de las fibras mientras que la suciedad quedará retenida en el exterior. Este sistema impedirá la obstrucción de las fibras por los contaminantes que pueda contener la corriente de alimentación y permitirá una mayor carga contaminante de entrada.

Los módulos se instalarán en vertical y en paralelo en bastidores de 86 módulos, 43 a cada lado. El caudal a tratar será de $5.963,5 \text{ m}^3/\text{h}$, el flujo de filtrado será de $0,0749 \text{ m}^3/\text{h}$ y puesto que el área filtrante de cada módulo es de 77 m^2 , para llevar a cabo el proceso se instalarán 12 bastidores más dos de reserva.

Para el mantenimiento de las membranas de ultrafiltración será necesario realizar cada 30 minutos una serie de limpiezas con aire y agua, tanto a contracorriente como por el exterior de éstas. Para el contralavado se dispondrá de una bomba con una capacidad de bombeo de $1.590 \text{ m}^3/\text{h}$ que tomará el agua del tanque de regulación. Además de estos tratamientos el sistema de ultrafiltración llevará asociados dos sistemas de limpieza, el sistema CEB y el sistema CIP.

El sistema CEB consistirá en una serie de limpiezas químicas que se aplicarán a cada bastidor una vez al día. Lo que se hará será inyectar en la corriente de contralavado una vez al día de 500 ppm de NaOCl al 10 % y de 500 ppm de HCl al 35 %. La finalidad del NaOCl será la desinfección mientras que el HCl se utilizará para la eliminación de los residuos inorgánicos. Los caudales que han de impulsar las bombas de reactivos serán de $0,77 \text{ m}^3/\text{h}$ y $3,44 \text{ m}^3/\text{h}$ para el HCl y el NaOCl respectivamente. Para el almacenamiento del HCl se instalará un tanque de $0,54 \text{ m}^3$ mientras que para el NaOCl se instalará un tanque de $2,41 \text{ m}^3$. Estos tanques serán de PRFV.

El sistema de limpieza CIP se utilizará para lavar una vez al mes cada bastidor con disoluciones de los mismos reactivos que las del sistema CEB pero más concentradas. En cada lavado el caudal que circulará por cada módulo será de $1,5 \text{ m}^3/\text{h}$ y de cada vez se lavará un solo bastidor por lo que será necesaria una bomba con capacidad de bombeo de $129 \text{ m}^3/\text{h}$. Para la preparación de la disolución de reactivos y para su almacenamiento se instalará un tanque de $6,71 \text{ m}^3$. Este tanque estará construido también en PRFV.

6.5 Tanque de regulación

A este depósito llegará el agua bombeada desde la cántara de toma tras pasar por los filtros de anillas y la ultrafiltración. Desde éste el agua será bombeada por las bombas de baja presión hacia los filtros de cartucho. Tendrá una capacidad de 1.400 m^3 , será cerrado y estará construido en hormigón.

6.6 Filtros de cartuchos

Estos filtros se instalarán antes de las membranas de ósmosis para así evitar el paso a éstas de pequeñas partículas que puedan dañarlas. Estos filtros impedirán el paso de partículas con un tamaño mayor de 5 μm . En un principio tras la ultrafiltración el agua debería estar en condiciones adecuadas para ser bombeada directamente a los bastidores de ósmosis pero debido a la existencia de un tanque de regulación intermedio, existe la posibilidad de que lleguen al agua pequeñas partículas que podrían dañar seriamente las membranas. 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. En esta planta se optará por la instalación de éstos dispositivos en disposición vertical puesto que de este modo el espacio ocupado es menor.

Al contrario que los otros sistemas de filtrado, los filtros de cartucho no se limpian, por lo que cuando se detecta un ensuciamiento que impida su correcto funcionamiento han de ser sustituidos. Cabe destacar que en esta planta, debido a la existencia de un pretratamiento mediante ultrafiltración, el ensuciamiento de los filtros de cartuchos será menor que en otras instalaciones.

Además de los filtros que se instalarán en la línea de agua a tratar, se instalará otro filtro en la línea del sistema de limpieza CIP de las membranas de ósmosis. De este modo se evitará el posible daño que pudiese ocasionar partículas contenidas en las disoluciones de limpieza.

Para tratar el agua que llega a las membranas de ósmosis se instalarán 6 filtros con 310 cartuchos filtrantes cada uno y que trabajarán con una velocidad de filtrado de 13,5 m/h, mientras que para el tratamiento de las disoluciones de la limpieza CIP se instalará un filtro que trabajará con una velocidad de filtrado de 10 m/h.

6.7 Ósmosis inversa

El proceso de ósmosis inversa consiste, a grandes rasgos, en impulsar agua de mar bruta por medio de una bomba de alta presión, para forzar el paso del agua pura a través de una membrana selectiva, dejando las sales en una corriente de concentrado. Por tanto, por un lado se obtiene agua producto, que es el agua que atraviesa la membrana y no presenta sales, y por otro la salmuera o rechazo, que contiene una elevada concentración de sales y no llega a atravesar la membrana.

Se diferencian pues, tres tipos de corrientes:

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 que se obtiene al otro lado de la membrana (lado de baja presión), después de atravesarla. También se le llama “Producto”.

Rechazo.- Es la solución que no puede atravesar la membrana y está más concentrada en sales que el aporte y el permeado. Se conoce como factor de concentración al número de veces que se concentran las sales en el rechazo de la ósmosis inversa.

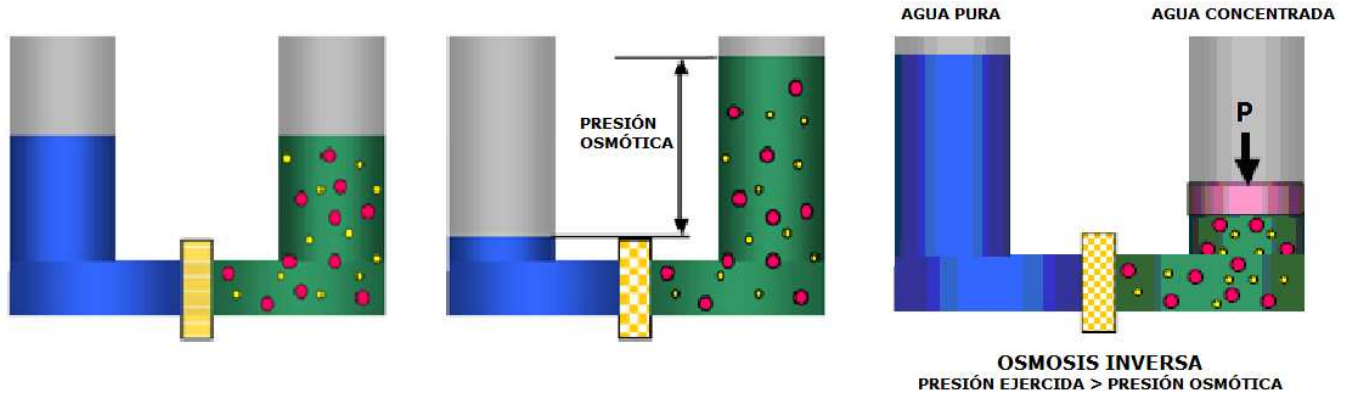


Figura 7.2: Sistema de Ósmosis Inversa

El proceso de ósmosis se llevará a cabo en un solo paso y mediante una sola etapa. Los principales parámetros de diseño son los siguientes:

Tabla 7.1: Parámetros diseño ósmosis

Caudal de aporte	5556 m ³ /h
Caudal de permeado	2500 m ³ /h
Líneas de tratamiento (10000 m ³ /día)	6
Membranas	SWC5
Flujo específico	16 l/mh
Total de membranas	4284 ud.
Tubos por bastidor	102
Tª agua de alimentación	14°-24°
pH agua de alimentación	8,1

Las características del agua de permeado, en distintas condiciones de temperatura y edad de membrana, según las simulaciones realizadas con el software “Integrated Membrane Solution Desing 2006 (IMS Desing)” son:

Tabla 7.2: Simulaciones OI

		Presión (bar)	TDS (ppm)	Boro (ppm)
14°	0 años	63.4	132.7	0.473
	1 año	64.7	145.3	0.517
	3 años	67.6	170.4	0.605
20°	0 años	61.2	173.6	0.633
	1 año	62.2	190	0.691
	3 años	64.4	222.4	0.807
24°	0 años	60.5	206.4	0.762
	1 año	61.3	225.7	0.832
	3 años	63.3	264	0.968

Será necesario realizar un lavado periódico de las membranas de ósmosis a pesar de que el agua de alimentación a las membranas es de muy buena calidad, con lo que las necesidades de limpieza son bastante inferiores a lo que cabría esperar para una instalación de estas características.

A modo de resumen puede decirse, como norma general, que es 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 períodos de parada (más de una semana).

Las membranas se limpiarán, al igual que las de ultrafiltración, mediante un sistema de limpieza CIP. Este contará con un tanque para el almacenamiento de las disoluciones limpiadoras que será el mismo que para la UF. La línea de lavado contará además con un filtro de cartucho para prevenir la entrada de sólidos a las membranas. La bomba instalada para la recirculación de las disoluciones impulsará un caudal de 714m³/h.

Las membranas de osmosis contarán con una reposición anual del 12% para garantizar el correcto funcionamiento de la planta bajo las condiciones de diseño.

6.8 Sistema de recuperación de energía

Los sistemas de recuperación de energía aprovechan la gran presión del agua de rechazo generada en la ósmosis para devolverla, en gran parte, al agua de entrada a las membranas y así disminuir la cantidad de energía a suministrar por las bombas para alcanzar las grandes presiones de entrada a la ósmosis.

Los recuperadores de energía que se instalarán serán de tipo ERI y las características de la instalación serán las siguientes:

Tabla 7.3: Parámetros sistema de recuperación de energía

Modelo de Intercambiador ERI	PX-300
Número de unidades	46
Caudal medio por unidad	66,4 m ³ /h
Caudal medio de lubricado total	37,7 m ³ /h
Diferencia de presión parte de alta	1 bar
Diferencia de presión parte de baja	0.8 bar
Eficiencia del Intercambiador	96.4 %

Finalmente se instalarán 48 unidades de ERI distribuidas en las 6 líneas de tratamiento para que todas las líneas cuenten con el mismo número de recuperadores, por lo que quedarán 8 ERIs por cada una de las líneas, con un caudal unitario de trabajo de 63,3 m³/h.

6.9 Remineralización

El agua que sale de la ósmosis no tiene más que algo de cloruro sódico disuelto, y en esas condiciones no es apta para el consumo humano ni para agricultura. Así pues, es necesario el aporte de sustancias como calcio, magnesio y bicarbonatos, ajustándose, de esta manera, su equilibrio calcio-carbónico.

El agua sometida a este 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.

En esta desaladora se instalarán lechos de calcita para remineralizar el agua, con las siguientes características:

Tabla 7.4: Parámetros remineralización

Caudal tratado total	2500 m ³ /h
Número de lechos	18
Caudal unitario	139 m ³ /h
Velocidad ascensional 14,93 m/h	10 m/h
Altura del lecho de calcita	2 m
Tiempo de contacto en el lecho	12 min.
Pérdida de carga en el lecho	0,38 bar
Consumo de calcita	135 kg/h
Consumo de CO ₂	59,4 Kg/h

6.10 Tanque de agua producto

Este depósito tendrá como finalidad almacenar temporalmente el agua producto antes de su bombeo hacia la red de distribución. Al igual que el depósito de regulación, éste también será cerrado y de hormigón y su capacidad será de 10.000 m³.

6.11 Emisario de salmuera

La conducción de evacuación del rechazo de la desaladora hasta la línea de costa, estará constituido por una tubería circular de hormigón de 1,2 metros de diámetro y 10 km de longitud. Una vez en la línea de costa la descarga de salmuera se realizará mediante emisario submarino fabricado en polietileno de alta densidad, con una longitud de 200 m y un diámetro de 1 m. En el punto de descarga se instalarán eductores separados 10 m entre sí para maximizar la dilución.

6.12 Bombeos

El agua será bombeada desde la cántara de captación hasta el tanque regulador mediante 3 bombas centrífugas sumergibles con una capacidad de bombeo de 1.998 m³/h. Desde este tanque el agua saldrá impulsada por las bombas de baja presión, que son 6 bombas centrífugas con una capacidad de bombeo de 926 m³/h, siendo enviada una fracción del caudal hacia las bombas de alta presión y otra fracción hacia el sistema de recuperación de energía. Las bombas de alta presión consistirán en 6 bombas centrífugas de cámara partida con una capacidad de bombeo de 424 m³/h que impulsarán el agua hasta el depósito de agua producto pasando antes por el sistema de ósmosis y el de remineralización. La fracción de agua que pasa por el sistema de recuperación de energía será impulsada a continuación por las bombas booster para unirse con el agua bombeada por las bombas de alta presión justo antes de los bastidores de ósmosis. Estas bombas booster serán 6 bombas centrífugas con una capacidad de bombeo de 503 m³/h.

La energía consumida por estas bombas así como por parte de los demás equipos eléctricos de la instalación alcanzará un valor de 253.192 Kw·h por día.

7. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

Este proyecto se encuentra dentro del grupo 8.e (Instalaciones de desalación o desalobración de agua con un volumen nuevo o adicional superior a 3.000 metros cúbicos/día) del anexo II del Real Decreto Legislativo 1/2008, por tanto debe someterse a Estudio de Impacto Ambiental (EsIA).

La alternativa a la construcción de la desaladora es no construirla, teniendo esta alternativa grandes consecuencias, tanto para el medio socioeconómico como para el medio natural (sobreexplotación de acuíferos), puesto que no habría suficiente agua para abastecer a la agricultura y las poblaciones. Por otro lado la desaladora de agua de mar permitirá aportar recursos necesarios para alimentar la zona del Campo de Cartagena.

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

Entre los principales impactos se pueden destacar: la afección al medio marino (tanto la geomorfología como la hidrología y la biocenosis) y al terreno (cambio morfología, deterioro de la vegetación, destrucción de ecosistemas...), sin olvidar los impactos positivos a la agricultura y a la población.

Cada uno de los impactos, se caracterizan cualitativamente para saber el signo (positivo o negativo), extensión, duración, reversibilidad, carácter y recuperabilidad. Una vez hecho esto, se evalúan y cuantifican numéricamente para calcular el impacto global del proyecto. Para ello se ha creado una escala de valores que van del -5 a 5, desde los negativos a los positivos.

También se ha de tener en cuenta la ponderación de cada factor del medio, pues no todos tienen la misma importancia, así el resultado del impacto global es la suma de la media de los impactos individuales multiplicados por el factor de ponderación del medio. De esta manera el resultado del Impacto Global es de 1,2, lo que quiere decir que el impacto que genera la construcción y explotación de la planta desaladora de agua de mar es compatible-moderado con el medio.

Además, en un estudio de impacto ambiental, es necesario incluir un programa de medidas preventivas y correctoras, para minimizar los impactos. Las medidas se implantarán tanto en la fase de construcción como en la de explotación, y se distinguirán para cada aspecto del medio. Además para el correcto cumplimiento de las medidas, y para cerciorarse de su eficacia, se plantea un Programa de Vigilancia Ambiental. Asimismo, el PVA sirve para analizar el grado de ajuste entre el impacto que teóricamente generará la actuación, y el impacto real producido durante la ejecución de la obra o durante la fase de funcionamiento. Las acciones del PVA se llevarán a cabo tanto en la fase de construcción como en la fase de explotación.

8. ESTUDIO DE COSTES DE EXPLOTACIÓN

El coste de la inversión inicial será de 36,7 millones de euros, 7.332.000 euros de obra civil y 29.328.000 euros de equipos. La amortización se hará de manera lineal, a 30 años para la obra civil y a 15 años para los equipos. Por tanto en un principio los costes anuales derivados de las amortizaciones serán de 2.199.600 euros.

Los costes fijos anuales serán de 1.278.551 euros. A continuación se muestra un diagrama donde se aprecia el peso de cada uno de los costes fijos:

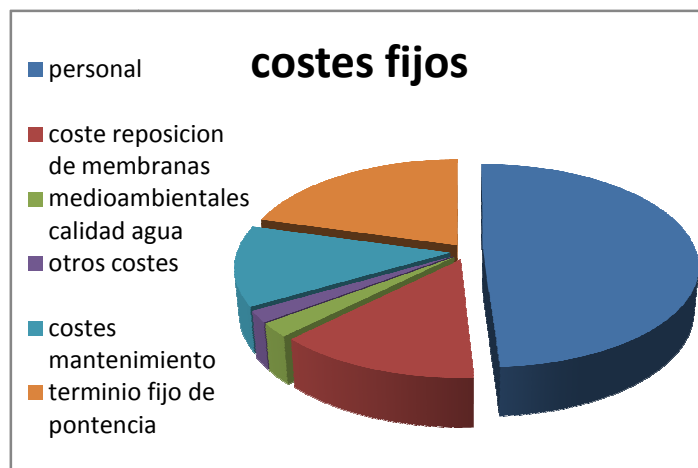


Figura 9.1: Costes fijos

Los costes variables anuales serán de 7.534.030 euros. A continuación se muestra un diagrama donde se aprecia el peso de cada uno de los costes variables:

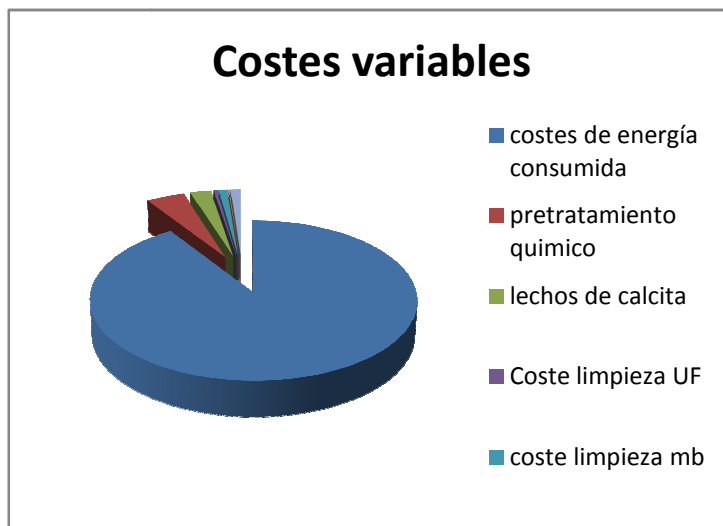


Figura 9.2: Costes variables

En la siguiente tabla se resumen los diferentes costes anuales:

Tabla 9.1: Resumen costes anuales

Concepto	Coste anual (€)
Costes amortización	2.199.600
Costes fijos	1.278.551
Costes variables	7.534.030
TOTAL	11.012.181

Considerando una producción de 21.99 Hm³ anuales el coste del metro cúbico será de 0,51 €/m³.

ANEXO I

JUSTIFICACIÓN TECNOLÓGICA

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	5
2. PROCESOS DE DESTILACIÓN	5
2.1 Destilación súbita por efecto flash (MSF)	5
2.2 Destilación multiefecto en tubos horizontales (MED)	7
2.3 Proceso de termocompresión de vapor y compresión mecánica (TVC y CV)7	
3. PROCESOS DE MEMBRANAS	8
3.1 Ósmosis inversa (OI)	8
3.2 Electrodialisis (ED)	10
4. OTROS PROCESOS	11
4.1 Intercambio iónico	11
5. COMPARACIÓN	11

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Esquema de una planta de evaporación súbita por efecto flash	6
Figura 2: Esquema de una planta de evaporación multifecto en tubos horizontales	7
Figura 3: Proceso natural de ósmosis	8
Figura 4: Proceso de ósmosis inversa	8
Figura 5: Desalación por ósmosis inversa (OI) con turbina Pelton incorporada	9
Figura 6: Proceso de electrodiálisis	10

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: clasificación de los métodos de desalación	5
Tabla 2: Comparación de Tecnologías.	12

1. INTRODUCCIÓN

En una desaladora el proceso crítico es, como no, el que elimina las sales del agua. Por ello es muy importante elegir el método más adecuado en función de las características de la planta, el caudal a tratar, la disponibilidad de energía, etc. En la desalación se puede separar el agua de las sales ó viceversa. Por lo tanto la primera clasificación de los métodos de desalación se atenderá a la forma de separación de sales y agua. Las siguientes clasificaciones se harán según el tipo de energía utilizada para el proceso, y finalmente por el proceso físico de la desalación. La tabla 1 muestra dicha clasificación de los métodos existentes:

Tabla 1: clasificación de los métodos de desalación

Separación	Energía utilizada	Proceso	Sistema
Separación agua de sales	Vapor	Evaporación	Destilación solar
			Destilación Súbita Simple
			Destilación Tubos Sumergidos
			Destilación Súbita Multietapa
			Dest. Multiefecto Tubos horizontales
			Dest. Multiefecto Tubos Verticales
			Compresión mecánica de vapor
			Compresión térmica de vapor
	Frío	Cristalización	Formación de hidratos
Separación sales de agua	Presión	Membrana	Congelación
	Eléctrica	Membrana	Osmosis inversa
			Electrodiálisis
	Química	Resina	Osmionis
	Disolución	Disolvente	Intercambio iónico
			Extracción con disolventes

Actualmente el proceso de destilación de tubos sumergidos y la destilación multiefecto con tubos verticales están obsoletos. Estos, fueron los primeros que se utilizaron, y se utilizaron en barcos. Por otro lado el proceso de congelación aun está en fase de Planta Piloto y no es tecnológicamente viable. Los que sí han conseguido alcanzar un nivel de aplicación a escala industrial han sido: evaporación súbita por efecto flash (MSF), destilación múltiple efecto (MED), termocompresión de vapor (TVC), compresión de vapor mecánica (CV), ósmosis inversa (OI) y electrodiálisis (ED)

2 PROCESOS DE DESTILACIÓN

2.1 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.

Si la transmisión de calor fuese con área infinita e infinito número de etapas y no hubiese pérdidas, una vez comenzado el proceso, no habría que aportar más calor y el proceso se auto-

mantendría, pero como esto no es así, hay que disponer de una fuente externa de energía, que suministre el incremento de temperatura que falta para iniciar el ciclo.

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.

Este equipo está formado normalmente por eyectores con condensadores del tipo barométrico o de superficie (figura 1)

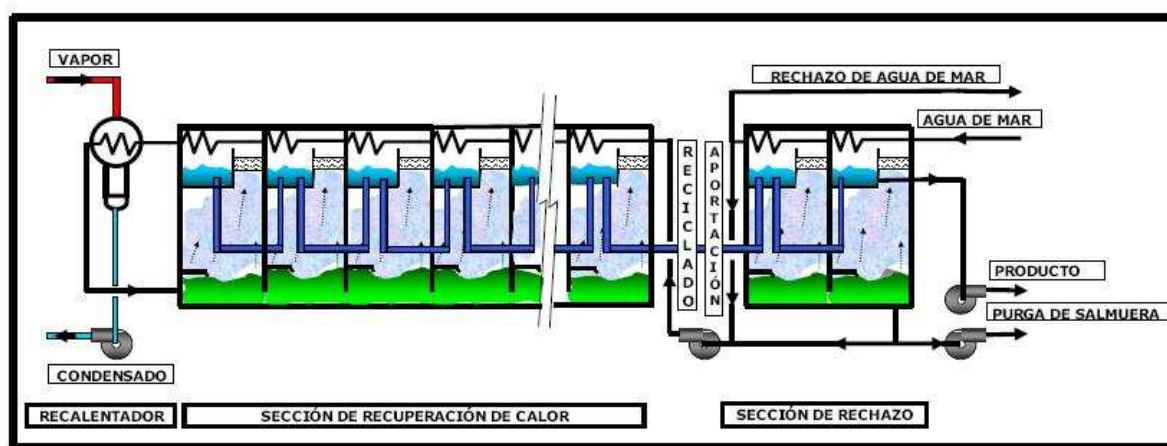


Figura 1: Esquema de una planta de evaporación súbita por efecto flash

El recalentador es un condensador, el foco caliente del ciclo térmico, y es donde exporta la energía necesaria para mantenerlo.

La corriente de agua procedente del mar es introducida en la sección de rechazo de calor o últimas etapas, esta corriente una vez caliente y a la salida de la sección de rechazo de calor, se divide a su vez en dos corrientes que son el rechazo y la aportación. La primera es la de mayor caudal y es la parte de dicha corriente que es devuelta al mar.

La segunda es la parte de agua de mar que es incorporada al ciclo, después del tratamiento químico adecuado.

El reciclado es la mezcla de la aportación con parte de la salmuera procedente de la última etapa y que es introducido en el interior de los tubos de la sección de recuperación de calor, por el calentador y luego en el interior del evaporador para comenzar su evaporación y la producción de agua.

La salmuera es la corriente extraída del evaporador para mantener el equilibrio salino, ya que estamos introduciendo constantemente un caudal de agua de mar, si no sacamos igual

cantidad de sales que aportamos, las mismas se irían concentrando en el interior provocando su precipitación. Por ello se extrae una cantidad de salmuera del punto del evaporador.

El vapor procede de una fuente externa, y se utiliza como alimentación de energía en el foco caliente del ciclo térmico para mantenerlo.

Este, es el proceso más ampliamente utilizado en el mundo, sobre todo en Oriente Medio. 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 consumo específico (energía necesaria para producir un metro cúbico de agua es de los más altos.

2.2 Destilación multiefecto en tubos horizontales (MED)

La idea de este proceso, como todos los de destilación es evaporar el agua de mar, condensar el vapor obtenido y recuperar el calor latente de condensación del vapor para calentar más agua de mar que volveremos a evaporar.

Se divide en dos secciones, el condensador, que es el punto más frío del evaporador, y los efectos, siendo el primer efecto donde está en foco caliente del ciclo térmico. Vamos a partir de dicho primer efecto: el vapor que se aporta como fuente energética, se condensa en el interior de los tubos, mientras que por el exterior vamos rociando agua de mar que hace de fluido frío, el cual se calienta para alcanzar la temperatura máxima y se evapora en parte (figura 2).

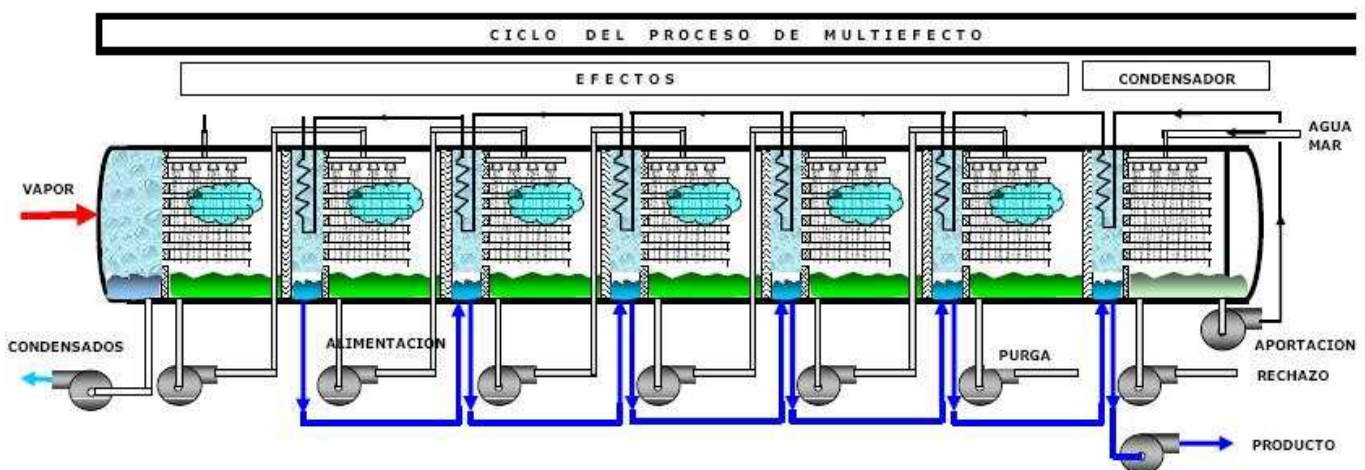


Figura 2: Esquema de una planta de evaporación multiefecto en tubos horizontales.

2.3 Proceso de termocompresión de vapor y compresión mecánica (TVC y CV)

Los procesos de destilación por compresión de vapor se utilizan generalmente para instalaciones de dimensión pequeña o mediana.

La energía necesaria para evaporar el agua proviene de la compresión suministrada al vapor, en lugar de un intercambio directo con el vapor producido en la caldera.

Se utilizan dos métodos principalmente para condensar el vapor y producir suficiente calor para evaporar el agua de mar aportada: Compresión mecánica de vapor (VC) y Compresión térmica de vapor (TVC).

La compresión mecánica (VC) se alimenta eléctricamente, permitiendo así obtener agua destilada utilizando solamente energía eléctrica. Es el más utilizado y se basa en la utilización de un compresor mecánico para transmitirle al agua la energía necesaria para la evaporación. El compresor crea un vacío en el recipiente, en un punto del que aspira el vapor existente en su interior comprimiéndolo nuevamente y condensándolo en el interior del haz de tubos dispuesto en el interior de la carcasa. El agua de mar pulverizada cae sobre los tubos, vaporizándose parcialmente y produciendo más 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.

3 PROCESOS DE MEMBRANAS

3.1 Ósmosis inversa (OI)

La osmosis es un proceso natural que ocurre en plantas y animales. De forma esquemática podemos decir que cuando dos soluciones con diferentes concentraciones se unen a

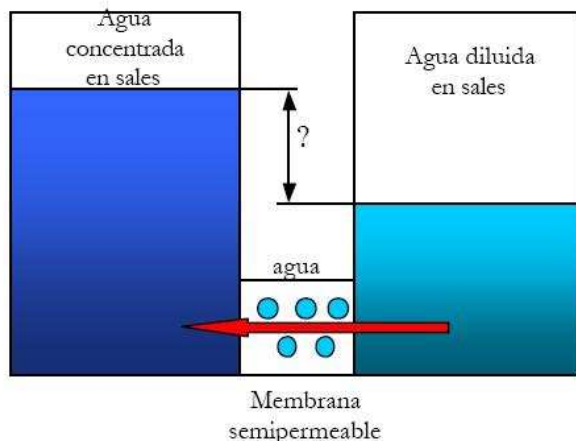


Figura 3: Proceso natural de ósmosis

través de una membrana semipermeable (que permite el paso de agua pero no de sales), existe una circulación natural de la solución menos concentrada para igualar las concentraciones finales, con lo que la diferencia de altura obtenida (suponemos los recipientes de cada soluto al mismo nivel inicial) se traduce en una diferencia de presión, llamada osmótica (figura 3).

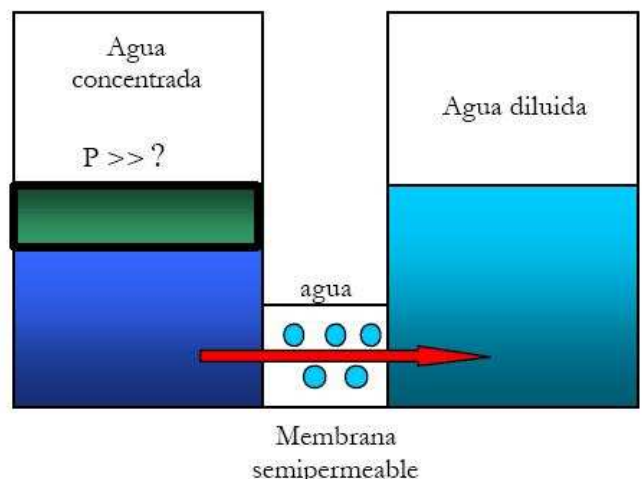


Figura 4: Proceso de ósmosis inversa

Sin embargo aplicando una presión externa que sea mayor a la presión osmótica de una disolución respecto de otra, el proceso se puede invertir, haciendo circular agua de la disolución más concentrada y purificando la zona con menor concentración, obteniendo finalmente un agua de pureza admisible, aunque no comparable a la de procesos de destilación (figura 4). Por eso es altamente recomendable para la filtración de aguas salob

mucho menor que en aguas marinas. La cantidad de per

presiones aplicada a la membrana, sus propiedades y la concentración del agua bruta, y la calidad del agua permeada suele estar en torno a los 300- 500 ppm de TDS, cifra un orden de magnitud mayor al agua obtenida en un proceso de evaporación.

Figura 1.4: Proceso de ósmosis inversa

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

El proceso de ósmosis inversa es tan simple que a priori solo son necesarias las membranas que filtren el contenido salino y el equipo presurizador. Pero una planta de OI es mucho más compleja (figura 5) que una agrupación de módulos y una o varias bombas, por ejemplo las membranas se ensucian muy fácilmente con la operación continuada y necesita un pretatamiento intensivo (mucho mayor que en los procesos de destilación).

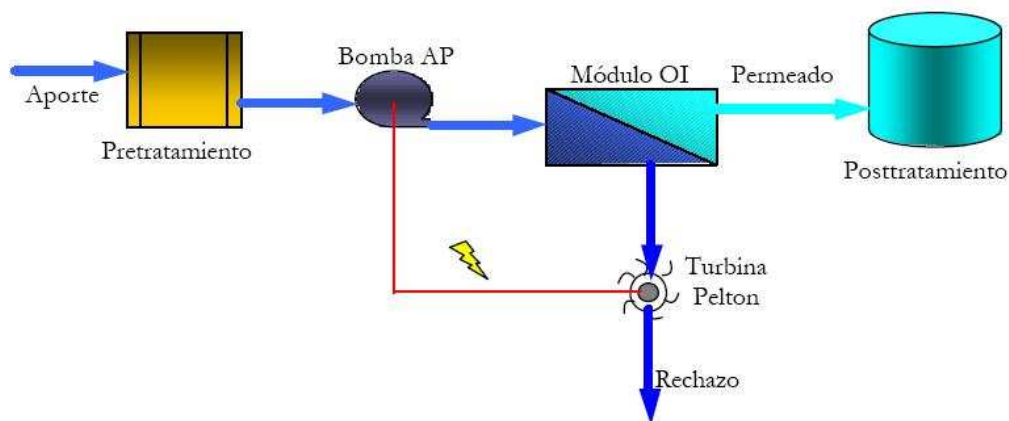


Figura 5: Desalación por ósmosis inversa (OI) con turbina Pelton incorporada

Este proceso de desalación es el más abundante en nuestro país. Las razones de su imposición respecto a otras tecnologías son:

- El consumo eléctrico específico de una instalación de ósmosis inversa es menor que otros sistemas de desalación, y además se puede aprovechar la energía contenida en la salmuera rechazada a alta presión para disminuir aún más el consumo de energía.

- Al ser un proceso de filtración, el coste energético depende de la concentración del agua bruta, cosa que no ocurre en las tecnologías de evaporación.
- Permite una adaptabilidad mayor que otras plantas a una ampliación de su capacidad si la demanda es creciente en la zona.
- Los costes de inversión de una instalación de OI están por debajo de otras tecnologías de destilación.

3.2 Electrodialisis (ED)

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

El proceso puede verse más claramente en la figura 6, donde los iones van a los compartimentos atraídos por los electrodos del signo contrario, dejando en cubas paralelas el agua pura y en el resto el agua salada más concentrada. Es un proceso que sólo puede separar sustancias que están ionizadas y por lo tanto su utilidad y rentabilidad está sólo especialmente indicada en el tratamiento de aguas salobres ó reutilización de aguas residuales, con un consumo específico y de mantenimiento comparable en muchos casos a la ósmosis inversa.

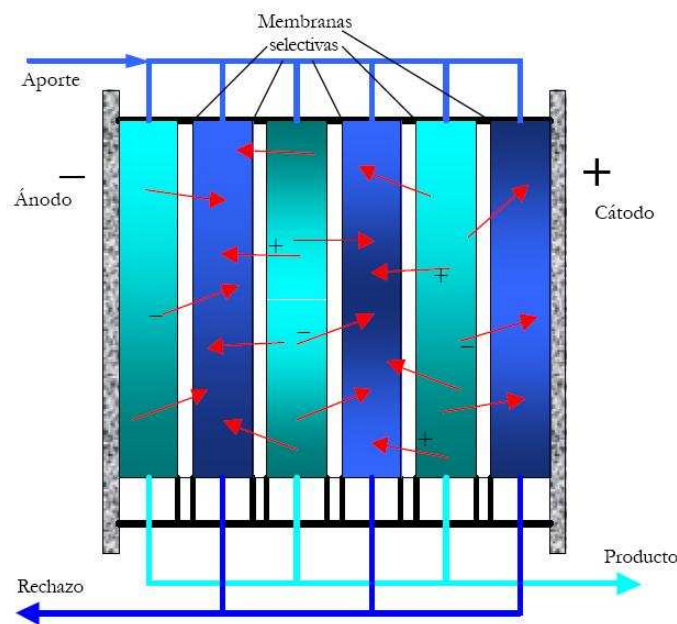


Figura 6: Proceso de electrodialisis

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

4 OTROS PROCESOS

4.1 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.

5 COMPARACIÓN

Una vez expuestos los métodos de desalación que han conseguido alcanzar un nivel de aplicación a escala industrial se tratará de elegir el método más óptimo para este proyecto. En la tabla 2 se muestra un resumen comparativo de cada uno de los métodos y sus características más importantes:

Tabla 2: Comparación de Tecnologías.

Característica	MSF	MED-TVC	CV	OI	ED
Tipo de energía	térmica	eléctrica	eléctrica	eléctrica	eléctrica
Consumo Energético Primario(kJ/kg)	Alto (>200)	Alto-Medio (150-200)	Medio (100-150)	Bajo (<80)	Bajo (<30)
Coste de Instalaciones	Alto	Alto/Medio	Alto	Medio	Medio
Capacidad Producción(m3/día)	Alta (>50000)	Media (<20000)	Baja (>5000)	Alta (>50000)	Media (>30000)
Posibilidad Ampliación	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil	Fácil
Fiabilidad de Operación	Alta	Media	Baja	Alta	Alta
Desalación de 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	Mucha	Media	Poca	Poca	Poca
Atención requerida	Alta	Mínima	Mínima	Media	Mínima
Mantenimiento requerido	Alto	Medio-Bajo	Mínimo	Medio	Mínimo
Formación de incrustaciones	Alta	Media	Media	Media	Mínima
Corrosión	Alta	Media	Media-Baja	Baja	Mínima
Duración de las Membranas	-----	-----	-----	5 años	> 5 años.
Ventajas relativas	-Alta calidad de producto. -Larga experiencia. -Muchos fabricantes. -Puede acoplar turbina. -Capacidad muy altas.	-Alta calidad de producto. -Fácil operación. -Puede acoplar turbina. -Menos energía eléctrica y menos costo que MSF. -Puede operar con calor residual.	-Alta calidad de producto -Opera casi sin atención -Fácil automatización. -Fácil instalación	-Sencilla operación. -Tamaños variados. -Consumo de energía bajo. -Puede recuperar energía. -Fácil instalación	-Amplia experiencia. -Operación sencilla. -Variedad de tamaños. -Fácil limpieza. -Sin productos químicos.
Desventajas relativas	-Sensibles a la corrosión e incrustaciones -Requiere mucha atención	-Poca experiencia operativa. -Pocos fabricantes.	Tamaño unitario pequeño. Poco conocimiento -Compresor de alta velocidad requiere mantenimiento.	-Requiere pretratamiento. -Opera a alta presión. -Poca economía de escala.	-Alto TDS producto comparado con destilado. -Poca economía de escala. -No elimina sílice ni bacterias.
Aplicaciones principales	-Agua potable, de proceso o de caldera.	Agua potable, de proceso o de caldera.	-Agua potable, de proceso o de caldera.	-Agua potable, de proceso o de caldera. Tratamiento de aguas residuales.	-Agua potable, de proceso o de caldera.

Se elegirá la ósmosis inversa puesto que nos permite la desalación de agua de mar (con la ED no se puede), además su capacidad de producción es alta (solo la OI y la MSF permiten producir más de 50.000m³ al día) y el consumo energético es bajo, lo que lo hace más competitivo económicamente. Además la OI presenta una serie de ventajas como son su sencilla operación, permite recuperar energía, lo que se traduce en un consumo bajo de energía comparado con otras tecnologías, y además las plantas de OI se pueden construir en diferentes tamaños.

ANEXO II

DESCRIPCIÓN Y DISEÑO DE INSTALACIONES Y EQUIPOS

ÍNDICE

1. CAPTACIÓN.....	5
2. TRATAMIENTOS QUÍMICOS.....	6
2.1 Coagulación.....	6
2.2 Desinfección.....	8
2.3 Regulación del pH.....	9
2.4 Reducción de oxidantes.....	10
2.5 Antiincrustante.....	11
3. FILTROS DE ANILLAS.....	13
3.1 Descripción del proceso.....	13
3.2 Diseño de filtros.....	16
4. ULTRAFILTRACIÓN.....	17
4.1 Descripción del proceso.....	19
4.2 Diseño del proceso.....	23
5. FILTROS DE CARTUCHOS.....	24
5.1 Diseño de los filtros de cartuchos.....	25
6. ÓSMOSIS INVERSA.....	26
6.1 Descripción del proceso.....	26
6.1.1 Factores del agua de alimentación que afectan al proceso de OI.....	27
6.1.2 Elementos que conforman el sistema de OI.....	29
6.1.3 Sistema de recuperación de energía.....	30
6.2 Diseño del sistema de Ósmosis Inversa.....	31
6.2.1 Consideraciones de diseño.....	31
6.2.2 Simulación.....	32
6.2.3 Determinación del bastidor y membranas.....	33
6.2.4 limpieza de membranas.....	35
7. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA.....	35
7.1 Introducción.....	35
7.1.1 Recuperadores rotativos.....	36
7.2 Diseño ERI.....	37
7.3 Mantenimiento.....	38
8. REMINERALIZACIÓN.....	39
8.1 Introducción.....	39
8.1.1 Lechos de calcita.....	39
8.2 Diseño.....	40
8.2.1 Dosificación.....	40
8.2.2 Diseño del lecho.....	41
9. EMISARIO SUBMARINO.....	42
10. BOMBAS Y CONDUCCIONES.....	43
11.1 Introducción.....	43
11.2 Cálculos.....	44
11. TANQUES.....	51
12.1 Tanque de regulación.....	51
12.2 Tanque de agua producto.....	51

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: torre de toma.....	5
Figura 2: rejas de captación.....	5
Figura 3: inmisario.....	6
Figura 4: dosificación <i>Perma Treat</i>	12
Figura 5: esquema filtro de anillas.....	14
Figura 6: detalle anilla.....	15
Figura 7: detalle de módulo de membrana.....	18
Figura 8: disposición módulos de membrana.....	19
Figura 9: diagrama etapa de filtrado.....	20
Figura 10: diagrama etapa de aireación.....	20
Figura 11: diagrama etapa de drenaje.....	21
Figura 12: diagrama etapa contralavado 1.....	21
Figura 13: diagrama etapa contralavado 2.....	22
Figura 14: diagrama etapa enjuague.....	22
Figura 15: detalle filtros cartucho.....	25
Figura 16: esquema ósmosis.....	26
Figura 17: esquema dos pasos y una etapa.....	27
Figura 18: esquema dos pasos y dos etapas.....	27
Figura 19: efecto de la temperatura.....	28
Figura 20: efecto de la presión de alimentación.....	28
Figura 21: efecto de la concentración de alimentación.....	28
Figura 22: efecto del Ph.....	29
Figura 23: detalle membrana de ósmosis.....	29
Figura 24: detalle módulo de membranas.....	29
Figura 25: detalle bastidor de membranas.....	30
Figura 26: esquema recuperación de energía.....	31
Figura 27: bastidor de membranas.....	34
Figura 28: Diagrama ERI.....	36
Figura 29: recuperadores rotativos ERI.....	36
Figura 30: esquema recuperador de energía ERI.....	37
Figura 31: resumen diseño ERI.....	38
Figura 32: lecho de calcita.....	40
Figura 33: detalle extremo eductor.....	42

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: resumen dosificación productos químicos.....	13
Tabla 2: características sistema de ósmosis.....	32
Tabla 3: simulación edad y temperatura.....	33
Tabla 4: características bastidor membrana.....	33
Tabla 5: parámetros de diseño de ERI.....	37
Tabla 6: características del equipo.....	38
Tabla 7: principales características de diseño.....	42

1. CAPTACIÓN

Una vez realizados los distintos estudios del fondo marino en la zona de captación se ha optado por realizar ésta mediante una torre de toma a una profundidad de 30 metros y a una distancia de la costa de 550 m. En la siguiente figura se muestra un esquema del dispositivo:

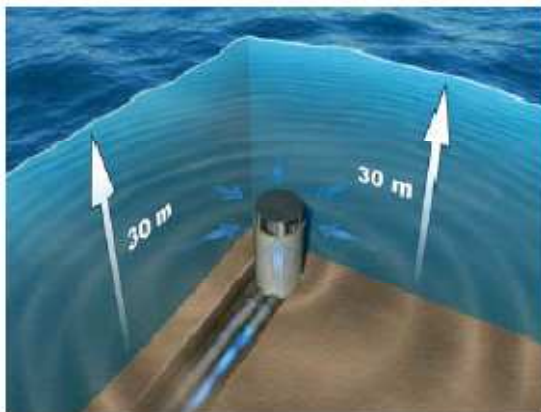


Figura 1: torre de toma.

La torre de toma es una estructura soporte de las rejillas de captación. Su misión es mantenerlas a cierta altura respecto al fondo marino para minimizar la entrada de sustancias sedimentables como limos y arenas finas. Por ello se situará sobre una zona de fondo rocoso o bien de arenas gruesas, evitando además los fondos con gran presencia de algas que pueden llegar a colonizar las rejillas. En la siguiente figura se muestran unas rejillas de captación similares a las que se instalarán:



Figura 2: rejillas de captación

La torre se diseña de manera que las líneas de corriente de agua captada sean horizontales para evitar la inmovilización y reducir el arrastre de los peces. Para ello la velocidad de aproximación a las rejillas debe ser inferior a 0.15 m/s, tratándose de un flujo totalmente laminar.

El transporte hasta la costa desde la torre de toma se realizará mediante un inmisario submarino fondeado de polietileno de alta densidad (figura 3) debido a su mayor resistencia a la corrosión.



Figura 3: inmisario

Una vez en la costa, el agua captada llegará a una cántara de captación, fabricada en hormigón, desde donde será bombeada hacia la planta desaladora.

2. TRATAMIENTOS QUÍMICOS

Antes de llevar el agua hasta los tratamientos de membranas, tanto de ultrafiltración como de ósmosis inversa, ésta debe ser sometida a una serie de pretratamientos químicos con objeto de proteger las membranas, garantizar la mejor calidad posible del agua de aporte, prevenir futuros problemas durante la explotación de la planta, disminuir los lavados y consecuentes paradas de la instalación y obtener una agua producto de las características deseadas.

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

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

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

2.1 Coagulación

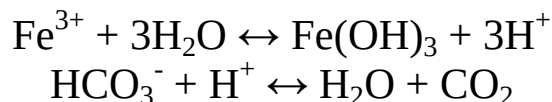
El objetivo de la coagulación es la desestabilización eléctrica de los coloides y la reagrupación de éstos y de las pequeñas partículas existentes en el agua, de manera que se facilite su posterior separación. Estos coloides y pequeñas partículas son los responsables en gran medida de la turbidez, color,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

El proceso de coagulación consiste pues, básicamente, en la adición de cargas positivas a los coloides, que los desestabilicen 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 mas fácil separación.

El coagulante a utilizar en la planta es el Cloruro Férrico (FeCl_3), basándose el funcionamiento de este producto en la formación del correspondiente hidróxido de hierro y la generación de una cierta acidez.

La reacción básica que se produce es la siguiente:



Dosificación de Cloruro Férrico:

Caudal de cálculo: 5.994 m³/h
Densidad de la disolución: 1,49 Kg/l
Densidad del reactivo puro: 2,80 Kg/l
Dosis máxima: 2 ppm (mg/l)
Riqueza: 40%

Con estos datos se calcula la carga dosificadora y la dosificación comercial necesaria, para posteriormente conocer las necesidades del depósito para 10 días y las necesidades anuales de reactivo.

Carga dosificadora: Caudal(5.994 m³/h) * Dosis (2 g/m³) = 11,99 Kg/h

Dosificación comercial:

11,99 (Kg puro/h) * 1/2,8 (l puro/Kg puro) * (100/40)(l disol./l puro) = 10,7 l/h

Kg de producto comercial:

Dosificación comercial (l/h)* densidad disolución (Kg/l) = 15,95 Kg/h

Depósito 10 días:

Dosis comercial(10,7 l/h) * Choque (24h/día) * Días(10)= 2568,86 l

Necesidad anual de reactivo:

Dosificación comercial (15,95 Kg/h)*Choques (24h/d)*365 días = 139.707,30 Kg

Equipo de dosificación de Cloruro Férrico:

Las bombas empleadas en la dosificación de los diversos productos químicos serán suministradas por la empresa *Prominent*. Estas bombas están cualificadas para emplearse en la industria química, bombeando caudales de producto relativamente grandes y resistentes a la corrosión, ya que se encuentran construidas a base de materiales plásticos y cerámicos.

Equipo dosificador: Bomba de membrana magnética modelo ALPHA C 1004

Número de unidades: 3 + 1 de reserva

Capacidad máxima unitaria (l/h): 4,1

Presión máxima de descarga (bar): 10

Material: Polipropileno, ceramica y PTFE

2.2 Desinfección

Tras la coagulación tendrá lugar la desinfección, proceso que tiene como finalidad eliminar o reducir la carga biológica del agua, disminuyendo así los riesgos derivados de la presencia de micro-organismos que pueden generar ensuciamientos en las membranas, y como consecuencia de ello una pérdida de rendimiento de la instalación.

El desinfectante que se dosificará será el hipoclorito sódico (NaClO), que contiene el cloro en estado de oxidación +1 y por lo tanto se trata de un compuesto químico fuertemente oxidante, económico y de fácil adquisición, que se suministra en forma de disolución líquida a concentración de 150g/l.

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

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

Dosificación Hipoclorito Sódico:

Caudal de cálculo: 5.994 m³/h

Densidad: 1,24 Kg/l

Dosis máxima: 5 ppm (mg/l)

Choques: 6 h

Riqueza: 120 g/l

Con estos datos, al igual que con el cloruro férrico y el resto de reactivos, se calcula la carga dosificadora y la dosificación comercial necesaria, para posteriormente conocer las necesidades del depósito para 10 días y las necesidades anuales de reactivo.

Carga dosificadora: Caudal(5.994 m³/h) * Dosis (5 g/m³) = 29,97 Kg/h

Dosificación comercial:

Carga dosificadora 29,97 (Kg /h) / Riqueza 120 (g/l)= 249,75 l/h

Kg de producto comercial:

Dosificación comercial (l/h)* densidad (Kg/l) = 309,69 Kg/h

Depósito 10 días:

Dosis comercial(249,75 l/h) * Choque (6h/día) * Días(10)= 14.985 l

Necesidad anual de reactivo:

Dosificación comercial (309,69 Kg/h)*Choques (6h/d)*365 días = 678.221,1 Kg

Equipo de dosificación de Hipoclorito Sódico

Equipo dosificador: Bomba de membrana magnética Sigma/ 2 HM 16050

Número de unidades: 3 + 1 en reserva

Capacidad máxima unitaria (l/h): 90

Presión de descarga (bar): 10

Material: Polipropileno, cerámica y PTFE

Debe tenerse en cuenta también a la hora de calcular el depósito de almacenamiento, que desde este mismo depósito se alimentará el sistema de postcloración del agua producto, con una dosificación de 2 ppm, obteniéndose pues un caudal de 41,7 l/h y aumentándose así el volumen total del depósito a 17.487 l. El bombeo se realizará mediante 3+1 bombas dosificadoras de membrana magnética modelo BT5b 0420, con capacidad de 17,1 l/h a 4 bar de presión.

2.3 Regulación del pH

En las instalaciones de ósmosis inversa, la corrección del pH tiene como principal objetivo evitar la precipitación de carbonato cálcico en las membranas, ya que la solubilidad de esta sal disminuye al aumentar el pH, mejorar la actividad de reactivos de coagulación y desinfección y favorecer la eliminación del boro en caso que sea necesario.

El pH se regula mediante la adición de Ácido Sulfúrico (H_2SO_4), encargado de acidificar el agua hasta alcanzar valores de pH adecuados.

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

Dosificación de Ácido Sulfúrico:

Caudal de cálculo: 5.994 m³/h
Densidad de la disolución: 1,84 Kg/l
Densidad del reactivo puro: 1,84 Kg/l
Choques: 6h
Dosis máxima: 20 ppm (mg/l)
Riqueza: 98%

Carga dosificadora: Caudal(5.994 m³/h) * Dosis (20 g/m³) = 119,88 Kg/h

Dosificación comercial:

119,88 (Kg puro/h) * 1/1,84 (l puro/Kg puro) * (100/98)(l disol./l puro) = 66,48 l/h

Kg de producto comercial:

Dosificación comercial 66,48 (l/h)* densidad disolución 1,84(Kg/l) = 122,33 Kg/h

Depósito 10 días:

Dosis comercial(66,48 l/h) * Choque (6h/día) * Días(10)= 3988,91 l

Necesidad anual de reactivo:

Dosificación comercial (122,33 Kg/h)*Choques (6h/d)*365 días = 267.895,1 Kg

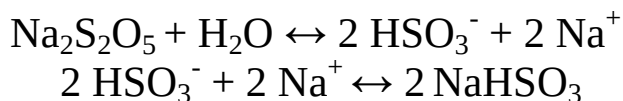
Equipo de dosificación de Ácido Sulfúrico:

Equipo dosificador: Bomba de membrana magnética DLTA 0730
Número de unidades: 3 + 1 en reserva
Capacidad máxima unitaria (l/h): 29,2
Presión de descarga (bar): 7
Material: PTFE Y PVDF

2.4 Reducción de oxidantes

Como se comentó anteriormente, la presencia de oxidantes, como por ejemplo el cloro libre residual proveniente de la desinfección con hipoclorito sódico, pueden dañar irreversiblemente las membranas de poliamida utilizadas en el proceso de ósmosis inversa.

Por esta razón es necesario prever la reducción total de estas sustancias oxidantes a fin de preservar la integridad de las membranas. Con este fin se utilizan productos químicos reductores, siendo el elegido en este caso el Metabisulfito sódico ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$), producto sólido que se disocia en el agua formando Bisulfito Sódico (NaHSO_3) según la reacción que se muestra a continuación:



El equipo de dosificación cuenta pues con dos cubas, una en preparación de la solución con una concentración de 250 g/l y otra en dosificación y 3+1 bombas dosificadoras con variadores de frecuencia.

Dosificación de bisulfito Sódico:

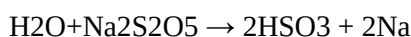
Caudal de cálculo: 5.556 m³/h
Dosis máxima: 10 ppm (mg/l)
Choques: 6h
Concentración: 250 g/l
Pm Metabisulfito sódico: 190 g/mol
Pm Bisulfito sódico: 104 g/mol

Carga dosificadora: Caudal(5.556 m³/h) * Dosis (10 g/m³) = 55,56 Kg/h

Dosificación volumétrica:

Carga dosificadora 55,56 Kg/h / Concentración 250 g/l= 222,24 l/h

Kg de producto comercial (Metabisulfito Sódico):



Partiendo de la relación estequiométrica de la reacción y la carga dosificadora de Bisulfito Sódico se obtiene que la cantidad de producto comercial necesaria para la preparación de la disolución es de 50,75 Kg/h:

Depósito de almacenamiento y preparación 3 días:

Dosis volumétrica (222,24 l/h) * Choque (6h/día) * Días(3)= 4000,32 l

Necesidad anual de reactivo:

50,75 Kg/h)*Choques (6h/d)*365 días = 111146,71 Kg

Equipo de dosificación de Bisulfito Sódico:

Equipo dosificador: de membrana a motor Sigma/ 2 HM 16050
Número de unidades: 3 + 1 en reserva
Capacidad máxima unitaria (l/h): 90
Presión de descarga (bar): 10
Material: Polipropileno, cerámica y PTFE

2.5 Antiincrustante

En los sistemas de ósmosis inversa existen riesgos de precipitación de sales que pueden reducir el rendimiento de la instalación. Cuando la concentración de una sal supera su solubilidad puede producirse la precipitación, comenzando entonces 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 como para dejar de estar en solución y precipitar sobre las membranas de ósmosis inversa, provocando dicha bajada de rendimiento. El proceso de precipitación continúa hasta que los iones en solución alcanzan su solubilidad límite.

Los compuestos que habitualmente pueden provocar problemas de precipitados 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.

Los dispersantes son muy efectivos en la prevención de ensuciamientos de membranas de ósmosis inversa debidos a la formación de incrustaciones. Usados a pequeñas dosis detienen el proceso de precipitación al inhibir el crecimiento de cristales de sal.

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.

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

La dosificación del reactivo dispersante se calcula mediante el programa “Perma Care-Membrane Separations Group-R012”, proporcionado por la empresa NALCO, en el que se introducen los datos del agua de aporte y posteriormente facilita tanto el reactivo a utilizar como su dosificación. Estos reactivos se distribuyen igualmente por esta empresa.

El producto a utilizar en esta planta como antiincrustante será el *Perma Treat PC-100*

Dosificación de *Perma Treat PC-100*:

PermaCare - Membrane Separations Group - RO12 (8/Jul/2010)

Agua de mar - Tratado PermaTreat PC-100

Recuperación (%) : 45,0

pH agua sin tratar : 8,1

pH agua alimentación : 8,1

Horas por día : 24,0

CaCO₃ LSI 0,56

Dosis total en el agua de alimentación, mg/litro 1,11

Requerimiento diario, kg 148,00

Requerimiento diario, litro 127,59

Requerimiento diario dilución 20%, litro 637,95

Caudal, litro/hora 26,58

Depósito para 10 días, litro 1276

Caudal de agua - m³/día

Caudal Producto 60000,0

Caudal alimentación : 133333,3

Caudal del Concentrado: 73333,3

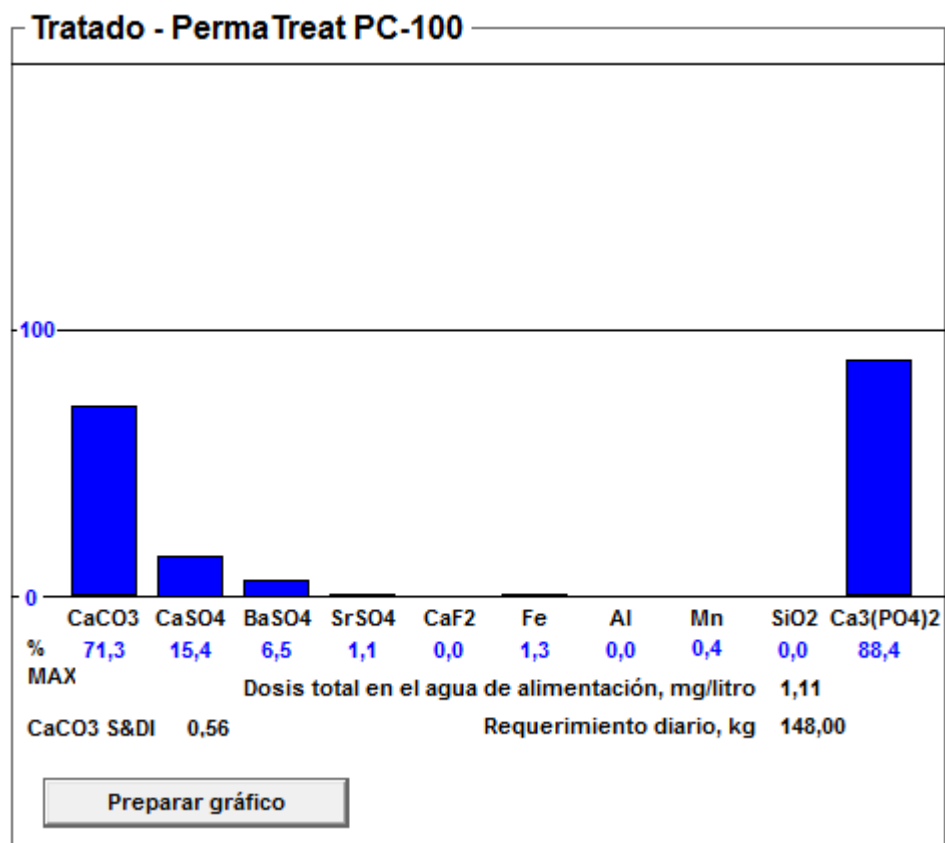


Figura 4: dosificación *Perma Treat*

Equipo de dosificación de *Perma Treat PC-100* :

Equipo dosificador: Bomba de membrana magnética BT5b 0420
 Número de unidades: 3 + 1 en reserva
 Capacidad máxima unitaria (l/h): 17,1
 Presión de descarga (bar): 4
 Material: Polipropileno, vidrio acrílico y PTFE

A continuación se muestra una tabla resumen de los equipos de dosificación de productos químicos:

Tabla 1: resumen dosificación productos químicos

REACTIVO	DEPÓSITO			BOMBA DOSIFICADORA				
	Días	Necesidad/día (litro)	Volumen (litro)	Nº equipos	Modelo	Q (l/h)	P (bar)	Material
CLORURO FÉRRICO	10	257	2570	3+1	ALPHA C 1004	4,1	10	pp, cerámico y PTFE
HIPOCLORITO SÓDICO	10	1749	17487	3+1	Sigma/ 2 HM 16050	90	10	pp, cerámico y PTFE
					BT5b 0420	17,1	4	pp, vidrio y PTFE
ÁCIDO SULFÚRICO	10	399	3990	3+1	DLTA 0730	29,2	7	PTFE Y PVDF
BISULFITO SÓDICO	3	1335	4005	3+1	Sigma/ 2 HM 16050	90	10	pp, cerámico y PTFE
ANTIINCRUSTANTE	10	640	6400	3+1	BT5b 0420	17,1	4	pp, vidrio y PTFE

Hay que señalar en primer lugar, que el deposito de almacenamiento correspondiente al hipoclorito sódico tiene capacidad para abastecer las necesidades de coloración tanto en el pretratamiento como en el postratamiento. Por otro lado las razones de la utilización de dos depósitos para el coagulante, antiincrustante y declorador son que esas disoluciones serán preparadas in situ por lo que es necesario contar con dos depósitos de manera que cuando en uno de ellos se este acabando el aditivo, en el otro comienza a prepararse la nueva disolución. Esa es también la razón de que la autonomía de esos equipos sea menor, ya que así el producto siempre será fresco.

3. FILTROS DE ANILLAS

3.1 Descripción del proceso

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 (como su propio nombre indica) 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 el cruce, donde el agua con las 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 las anillas están fuertemente comprimidas en forma conjunta por el resorte y la presión diferencial, de esta forma se fuerza al agua a fluir a través de los canales que se forman entre las anillas ranuradas. A continuación se muestra un esquema de uno de estos filtros:

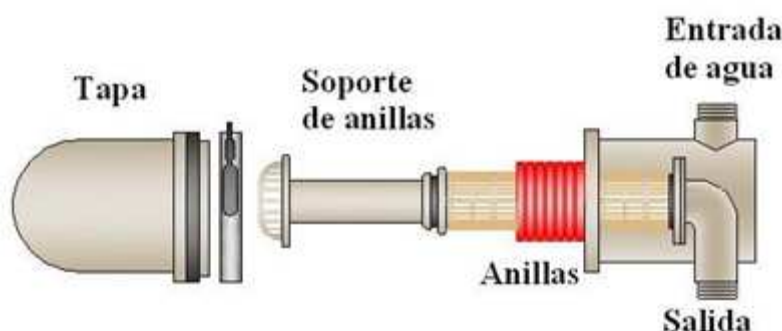


Figura 5: esquema filtro de anillas

Los filtros de anillas, al igual que el resto de los elementos de filtrado, no deben provocar pérdidas de carga excesivas en la red. Las pérdidas de carga con un filtro limpio, para su caudal de funcionamiento, deben ser del orden de 2 m.c.a. y se debe proceder a su limpieza cuando dicho valor alcance los 5 m.c.a.

A medida que filtra se va ensuciando y se crea una pérdida de carga entre la entrada y salida del filtro, esto se detecta a través de un presostato diferencial que da la señal para desencadenar el proceso de lavado automático. Cuando la suciedad retenida en las anillas produce una pérdida de carga en el filtro de 5 m.c.a. tiene lugar el proceso automático de lavado del filtro con salmuera procedente de los bastidores de ósmosis inversa. Este proceso consiste en la inversión del flujo de agua en el filtro con expulsión del agua sucia al exterior. Además, se produce la expansión de las anillas y su giro, de tal forma que se facilita el desprendimiento y el arrastre de la suciedad acumulada. Este proceso de retrolavado puede desencadenarse también por el tiempo transcurrido entre dos ciclos de contralavado, conocido como resguardo de tiempo.

Durante el retrolavado se forma una contrapresión que provoca que el pistón suba y libere a las anillas comprimidas. En forma simultánea, múltiples boquillas inyectan chorros tangenciales sobre las anillas liberadas, provocando que giren y liberen los sólidos retenidos, los que son derivados hacia el exterior a través del drenaje.

La superficie de filtrado es en realidad el área de la sección exterior del cartucho de anillas, por lo que la superficie real de filtrado viene expresada por el número de agujeros o pasos de filtración de un tamaño o luz determinado que se forman en la superposición de dos anillas de un mismo tipo de micraje, es decir, la superficie real de filtrado, vendrá expresada por

el número de luces que se formen para un micraje determinado en el área de la sección exterior del cartucho de anillas. Este número de luces tiene un fácil y rápido cálculo expresando el micraje de las anillas en micras (0,001 mm). La sección transversal de las estrías o canales que atraviesa el agua es constante en toda la longitud mientras el ancho de los lomos divisorios varía con el radio (figura 6).



Figura 6: detalle anilla

El cabezal de filtración total estará formado por un conjunto de módulos de 6 filtros SKS 6" montados en paralelo conectados a los colectores generales de entrada y salida de distribución de agua a través de tomas de 12" de toda la planta. El agua de lavado se recoge asimismo en un colector de drenaje general de 10" y el agua externa llega a los módulos a través de un colector de limpieza de 10".

El proceso de lavado estará gobernado por un control de lavado de filtros que active las válvulas de mariposa de contralavado. Dicho control podrá realizar la limpieza mediante la señal procedente de un presostato diferencial por la pérdida de carga en los filtros. El presostato leerá las presiones en un punto del colector de entrada (alta presión) y un punto del colector de salida (baja presión).

La inversión de flujo y aislamiento de los módulos se realiza mediante válvulas de mariposa neumáticas. Las válvulas de mariposa deben ser resistentes al agua de mar con actuación eléctrica (preferible) ó neumática con actuadores de simple efecto. El cierre de la válvula será rápido en el 90% de su recorrido y lento en el 10% final. Cada módulo necesita 2 válvulas de mariposa para la entrada y salida del agua de 10" y 2 válvulas de mariposa para el drenaje y el agua externa de 8" (en total 4 válvulas, 2 de 10" y 2 de 8").

El accionamiento de la valvulería se realizará de forma eléctrica o bien de forma neumática. La planta de filtración debe tener instalada, en el supuesto de maniobra neumática, una línea de aire a una presión mínima de 4,5 bar y máxima de 8 bar. El compresor de aire debe poderse regular en las presiones descritas y tener un depósito de acumulación de unos 200 l

Para el correcto funcionamiento de estos filtros, se requiere una presión mínima de lavado de 4 kg/cm² en dinámica. El caudal de lavado es de 480 m³/h. El tiempo efectivo de lavado por cada módulo será de 15-30 segundos.

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.

La proporción de agua de lavado respecto a la de filtrado depende del total de sólidos en suspensión presentes en el agua de mar. En funcionamiento normal se estima en un 0,3-0,5%.

3.2 Diseño de filtros

Datos de diseño:

- Caudal: 5994 m³/h,
- Tipo de agua: Agua de mar. .
- Aplicación: Protección membranas ultrafiltración.
- Grado de filtración: 100 µm

Para la realización de la filtración descrita anteriormente se proponen módulos de 6 filtros de anillas de la marca ARKAL modelo SKS 6" (8 espigas de filtración) de copolímero plástico con sistema de lavado automático con agua externa, proveniente de la salmuera procedente de la ósmosis con grados de filtración de 100 µm.

El módulo 6SKS 6" consta de un colector central de 315 mm en PP que distribuye el agua uniformemente sobre los 6 filtros SKS 6". El agua filtrada por cada uno de los filtros es recogida en el colector de salida de 315 mm en PP.

Una ventosa Barak 2" permite la eliminación del aire del sistema evitando la formación de bolsas de aire.

La disposición y número de brazos filtrantes de cada elemento ha sido estudiada con detenimiento para obtener un máximo rendimiento y una óptima filtración y lavado de los paquetes de anillas. El proceso de filtración-lavado supera los estándares de todos los filtros de anillas testados, obteniendo la máxima relación separación de partículas -- lavado.

Este módulo reduce el número de válvulas de contralavado, microtubos, electroválvulas y equipos de control respecto a los sistemas tradicionales de filtración de anillas.

Utilizando la misma tecnología Spin Klin y rendimiento del sistema SKS 6", supone un ahorro de espacio, tuberías y costes de mantenimiento al ser un sistema compacto y resistente a condiciones ambientales externas.

A continuación se muestran las características de la instalación:

Tipo de filtro:	GALAXY SKS 6"
Nº de espigas por filtro:	8
Nº de filtros:	6 filtros por módulo
Nº de módulos:	10 para 100 micras
Superficie de filtrado:	7040 cm ² por filtro.
Superficie de filtrado total:	422.400 cm ² en 100 micras
Caudal de diseño por módulo:	620 m ³ /h en 100 micras
Presión máxima de funcionamiento:	8 bar
Tipo de lavado:	Agua externa procedente de la OI
Caudal de lavado:	480 m ³ /h (función de la presión)
Presión de lavado recomendada:	4 bar (en dinámica)
Grado de filtración:	100 micras
Temperatura máxima:	70° C
Temperatura mínima:	0° C con agua en movimiento
Material cuerpo y cubierta:	Polipropileno
Material colectores:	Polipropileno
Material anillas:	Nylon
Material espina:	Poliamida
Brida colectores entrada-salida:	12" ISO PN10
Brida colectores agua externa-drenaje:	10" ISO PN10
Tiempo efectivo de lavado por módulo:	15 a 30"
Incidencia volumen de lavado vs filtrado:	0,3-0,5 %
Pérdida de carga en estado limpio (100 µ):	1 m.c.A.
Pérdida de carga máxima de ensuciamiento:	5 m.c.A.
Tipo de válvulas de contralavado:	Mariposa con actuador eléctrico

4. ULTRAFILTRACIÓN

El agua procedente de la cántara de captación, tras ser prefiltrada en los filtros de anillas, pasará a las membranas de ultrafiltración, donde será filtrada de nuevo para conseguir las condiciones que requieren las membranas de ósmosis.

La ultrafiltración es un proceso conducido por presión utilizado para la eliminación selectiva de materia en suspensión, partículas, macromoléculas de gran tamaño, materia coloidal

o microorganismos, pero que no elimina iones o materia disuelta como ocurre en el caso de la ósmosis inversa. Las presiones de operación suelen estar en el rango de entre 0,5 y 6 bar.

Se ha optado por este tipo de pretratamiento puesto que presenta una serie de ventajas respecto a los métodos convencionales. Los sistemas de ultrafiltración presentan un menor consumo químico, mayor eficiencia de eliminación de contaminantes, mejor y más consistente calidad del filtrado, mayor compactación y automatización más sencilla. Sin embargo, cabe mencionar que estos sistemas también requieren limpiezas químicas periódicas para restaurar las membranas. Éstas se pueden encontrar comercialmente en configuración plana, espiral, tubular, o fibra hueca. En esta planta se optará por instalar membranas del tipo fibra hueca debido a su alta compactación y a la capacidad de ser lavadas hidráulicamente en sentido contrario al de filtración. Estas membranas serán el modelo SFX-2880 de la marca DOWTM y estarán construidas en fluoruro de polivinilideno hidrofílico (H-PVDF) de doble pared. La naturaleza hidrofílica de este material reduce su tendencia al ensuciamiento orgánico. La doble pared confiere a la fibra mayor robustez y menor tendencia a la rotura. El PVDF posee además una gran resistencia térmica, mecánica y química, especialmente a los oxidantes habitualmente usados en los procesos de limpieza, lo que lo convierte en un material muy adecuado para su empleo en tratamiento de aguas. Tal como se muestra en la figura 7 la alimentación entra por el puerto inferior lateral y circula por el exterior de las fibras. El puerto de entrada de aire se encuentra también en la parte inferior del módulo y sirve para aplicar aire en las limpiezas. Los puertos de permeado y concentrado se encuentran en la parte superior del módulo.



Figura 7: detalle de módulo de membrana

Las fibras huecas de ultrafiltración tendrán un diámetro interior de 0,70 mm y un diámetro exterior de 1,30 mm y se dispondrán en haces de miles de fibras que se introducirán en recipientes cilíndricos de U-PVC en configuración vertical, configurando un módulo de gran compactación con el que se logrará una alta producción en poco espacio. Cada módulo de membranas tendrá un área de 77 m².

Las membranas presentarán un tamaño de corte de 0,03 micras nominal con lo que se conseguirá una gran eliminación de contaminantes como microorganismos, partículas, sólidos en suspensión, o turbidez, generando un agua con las características apropiadas para ser llevada al sistema de ósmosis inversa.

Estas membranas trabajarán de fuera hacia dentro, es decir, el agua se recogerá en el interior de las fibras mientras que la suciedad quedará retenida en el exterior. Este sistema impedirá la obstrucción de las fibras por los contaminantes que pueda contener la corriente de alimentación y permitirá una mayor carga contaminante de entrada.

Los módulos de ultrafiltración se dispondrán en paralelo y en disposición vertical tal como se muestra en la figura 8:



Figura 8: disposición módulos de membrana

4.1 Descripción del proceso

En primer lugar, para poner 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 se pondrá a comenzar a operar la planta en modo filtración.

Durante la etapa de filtración (figura 9) 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 será evacuada del 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). La duración de la etapa de filtrado será de 30 minutos y el flujo de paso será de 0,0749 m/h.

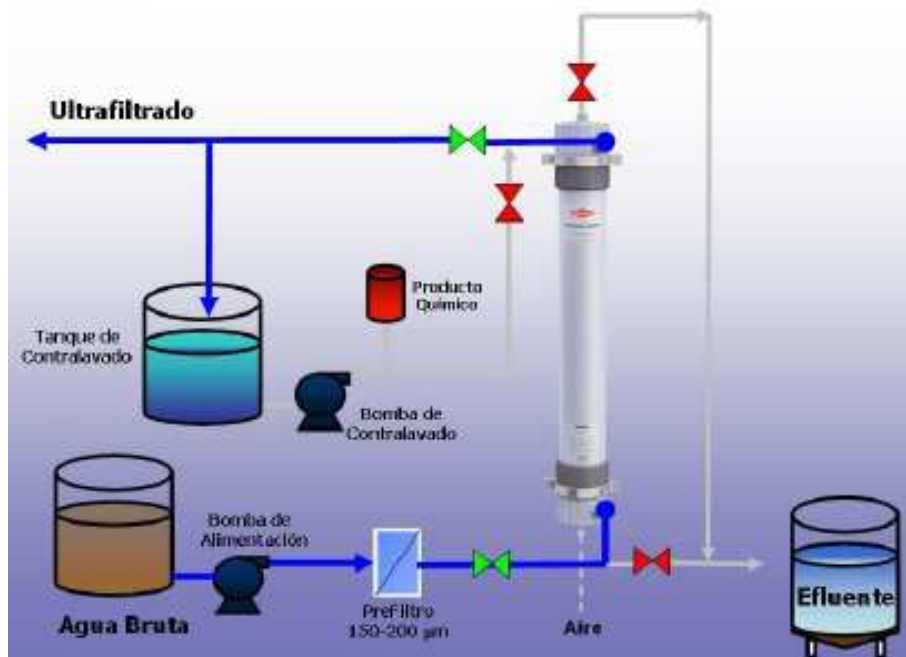


Figura 9: diagrama etapa de filtrado

A medida que el ciclo de filtración 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 de producción estable. Antes de la secuencia de contralavado se llevará a cabo una etapa de aireación (figura 10) donde aire a baja presión será introducido por una boquilla dispuesta a tal efecto en la parte inferior del módulo. Las burbujas de aire ascienden y sacuden ligeramente las fibras contribuyendo a la eliminación de la suciedad depositada en las membranas. Esta etapa durará unos 20 segundos y el caudal de aire a aplicar será de $12 \text{ N.m}^3/\text{h}$ por cada módulo.

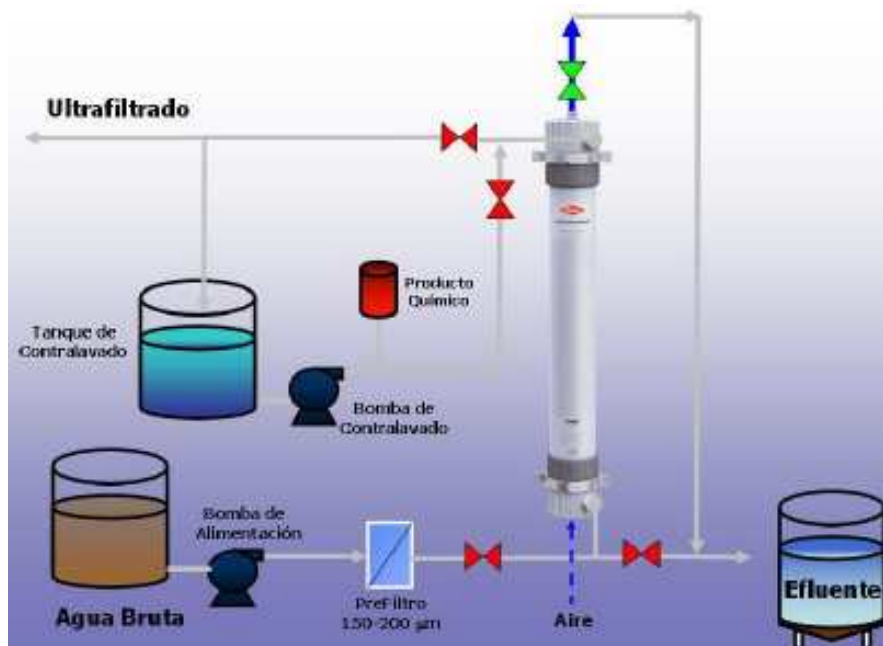


Figura 10: diagrama etapa de aireación

Tras la aireación se realizará un drenaje de los módulos (figura 11) para vaciar el contenido de éstos y evacuar los contaminantes eliminados.

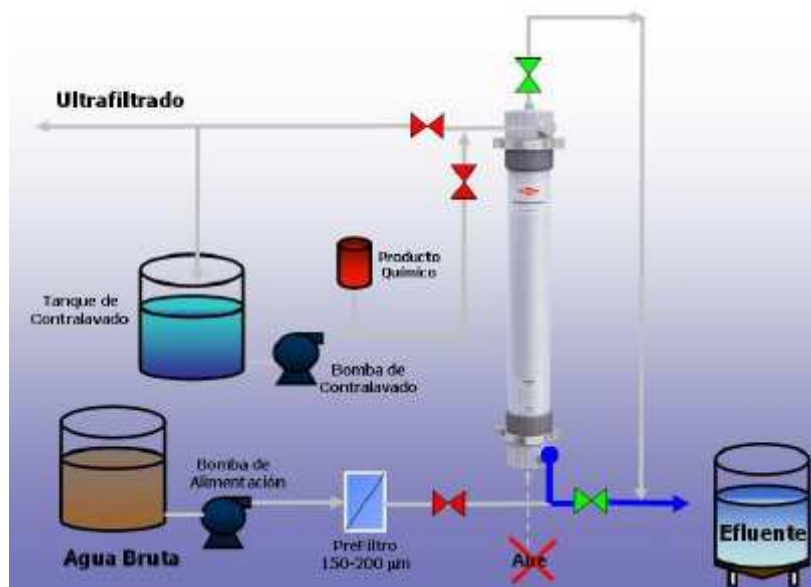


Figura 11: diagrama etapa de drenaje

Una vez drenados los módulos comenzará el contralavado propiamente dicho donde agua filtrada procedente del tanque de regulación será bombeado 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 (figura 12) y en el segundo el agua saldrá por el puerto inferior (figura 13), consiguiéndose así una buena limpieza de las fibras. Cada paso de contralavado durará unos 30 s y el flujo de paso será de 0,12 m/h.

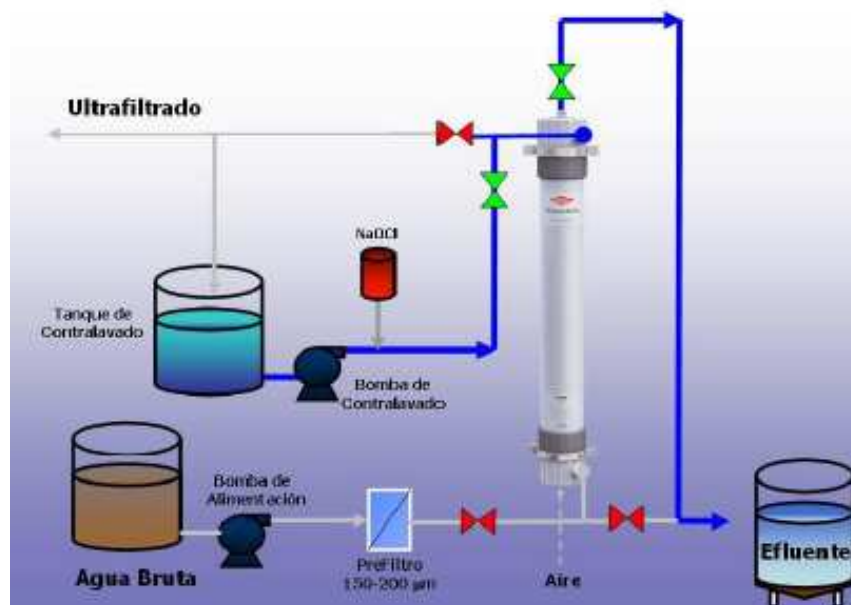


Figura 12: diagrama etapa contralavado 1

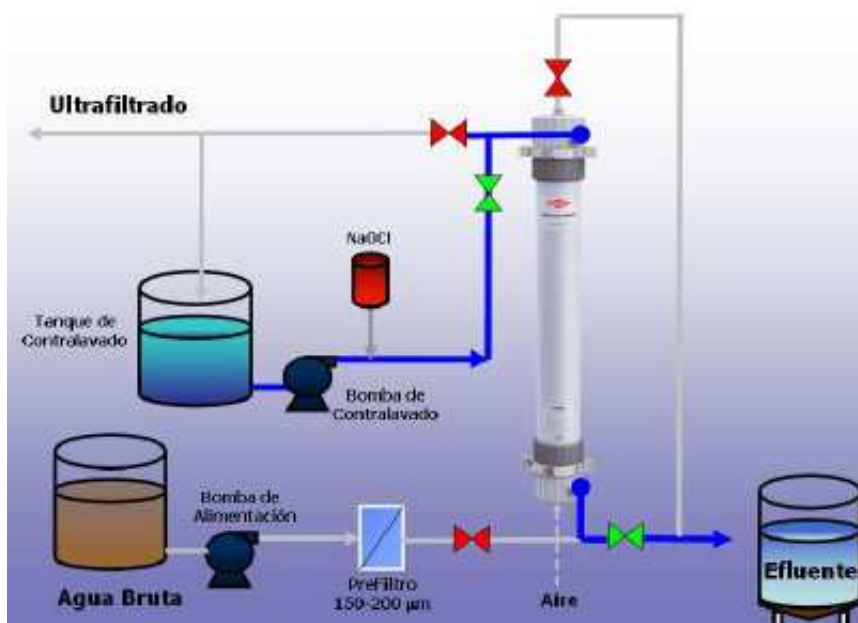


Figura 13: diagrama etapa contralavado 2

Por último se llevará a cabo un enjuague o desplazamiento final (figura 14) con agua de alimentación prefiltrada. En este caso el agua circulará por la superficie de las fibras, no las atravesará, con el objetivo de eliminar del módulo la suciedad remanente arrancada de las fibras en las etapas anteriores y asimismo arrastrar las burbujas de aire que se puedan haber quedado atrapadas en el mismo. Este proceso durará en torno a un minuto y el caudal de agua que circulará por cada módulo será de $2 \text{ m}^3/\text{h}$.

Finalmente el módulo volverá al modo de filtración y comenzará de nuevo el ciclo.

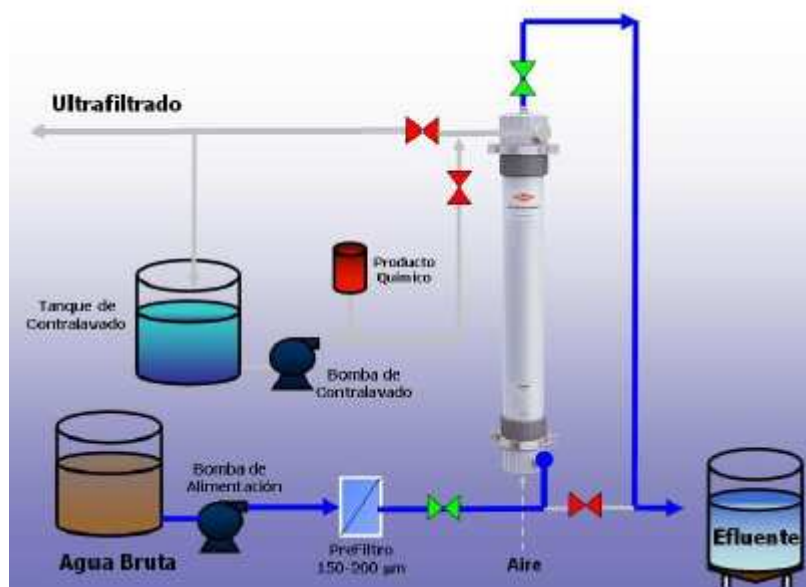


Figura 14: diagrama etapa enjuague

Además del ciclo de limpieza descrito, para recuperar las condiciones iniciales de la membrana será necesario realizar limpiezas químicas periódicas llamadas por sus siglas en inglés CEB (Chemically Enhanced Backwash). Lo que se hará será inyectar en la corriente de contralavado una vez al día 500 ppm de NaOCl al 10 % y 500 ppm de HCl al 35 %. La finalidad del NaOCl será la desinfección mientras que el HCl se utilizará para la eliminación de los residuos inorgánicos.

También será necesario realizar una vez al mes una limpieza intensiva de los módulos mediante un sistema CIP (Cleaning In Place). 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. Se utilizará HCl con una concentración de 2000 ppm, NaOH con una concentración de 1000 ppm y NaOCl con una concentración de 2000 ppm.

4.2 Diseño del proceso

Ultrafiltración:

Para llevar a cabo el proceso de ultrafiltración se instalarán membranas de fibra hueca modelo SFX-2880 de la marca DOW™. Éstas se instalarán en módulos de manera que cada uno tendrá un área efectiva de 77 m². Los módulos se instalarán en paralelo en bastidores de 86 módulos, 43 a cada lado. El caudal a tratar será de 5.963,5 m³/h y el flujo de filtrado será de 0,0749 m/h por lo que el área de filtrado necesaria se calcula del siguiente modo:

$$\text{Área filtrado} = \frac{\text{Caudal a tratar}}{\text{Flujo de filtrado}} = \frac{5.963,5 \text{ (m}^3/\text{h)}}{0,0749 \text{ (m/h)}} = 79.619,5 \text{ (m}^2\text{)}$$

Como el área de cada módulo es de 77 m² el número de éstos a instalar será:

$$N^{\circ} \text{ módulos} = \frac{\text{Área de filtrado}}{\text{Área módulo}} = \frac{79.619,5 \text{ (m}^2\text{)}}{77 \text{ (m}^2\text{)}} = 1.034 \text{ módulos}$$

Cada bastidor constará de 86 módulos por lo que el número de bastidores a instalar será:

$$N^{\circ} \text{ bastidores} = \frac{N^{\circ} \text{ de módulos necesarios}}{N^{\circ} \text{ módulos por bastidor}} = \frac{1.034}{86} \cong 12 \text{ bastidores}$$

Se optará por la instalación de 14 bastidores, 12 que estarán en funcionamiento más otros dos de reserva.

El agua de contralavado se obtendrá del tanque de retención situado a continuación del sistema de ultrafiltración. El flujo de contralavado será de 0,12 m/h y dado que se lavarán dos bastidores de cada vez, el área total a lavar será:

$$\begin{aligned} \text{Área} &= N^{\circ} \text{ módulos por bastidor} \cdot \text{Área módulo} \cdot N^{\circ} \text{ de bastidores} = 2 \cdot 86 \cdot 77 \text{ (m}^2\text{)} \\ &= 13.244 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

El caudal de contralavado será por tanto:

$$Q = \text{Flujo} \cdot \text{Área} = 0,12 \text{ (m/h)} \cdot 13.244 \text{ (m}^2\text{)} = 1.589,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

CEB:

El sistema de limpieza CEB se aplicará una vez al día a cada bastidor y lavará dos bastidores de cada vez por lo que trabajará 6 veces al día. El área de lavado será por tanto:

$$\begin{aligned} \text{Área} &= N^{\circ} \text{ de bastidores} \cdot N^{\circ} \text{ módulos por bastidor} \cdot \text{Área módulo} = 2 \cdot 86 \cdot 77 \text{ (m}^2\text{)} \\ &= 13.244 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

El flujo será de 0,060 m/h por lo que el caudal que ha de impulsar la bomba de lavado será:

$$Q = \text{Flujo} \cdot \text{Área} = 0,06 \text{ (m/h)} \cdot 13.244 \text{ (m}^2\text{)} = 794,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

La concentración de los agentes químicos será de 500 ppm para el NaOCl y de 400 ppm para el HCl por lo que la cantidad que habrá que añadir de éstos será:

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico}(\text{NaOCl}) &= \text{Concentración} \cdot \text{Caudal} = 0,5 \text{ (Kg/m}^3\text{)} \cdot 794,7 \text{ (m}^3\text{/h)} \\ &= 397,3 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico}(\text{HCl}) &= \text{Concentración} \cdot \text{Caudal} = 0,4 \text{ (Kg/m}^3\text{)} \cdot 794,7 \text{ (m}^3\text{/h)} \\ &= 317,9 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

Se trabajará con HCl al 35% y con densidad de 1,174 Kg/l y con NaOCl al 10% y con densidad de 1,155 Kg/l. El caudal a añadir de cada reactivo se calculará con la siguiente ecuación:

$$\text{Caudal} = \frac{\text{Flujo másico(Kg/h)}}{\text{Pureza} \cdot \text{Densidad (Kg/m}^3\text{)}}$$

Por tanto los caudales que han de impulsar las bombas de reactivos serán de 0,77 m³/h y 3,44 m³/h para el HCl y el NaOCl respectivamente.

Para el almacenamiento del HCl se instalará un tanque de 0,54 m³ mientras que para el NaOCl se instalará un tanque de 2,41 m³. Estos tanques serán de PRFV.

CIP:

Este sistema de limpieza lavará una vez al mes cada bastidor. En cada lavado el caudal que circulará por cada módulo será de 1,5 m³/h y de cada vez se lavará un solo bastidor por lo que será necesaria una bomba con capacidad de bombeo de 129 m³/h. Para la preparación de la disolución de reactivos y para su almacenamiento se instalará un tanque de 6,71 m³. Este tanque estará construido también en PRFV.

5. FILTROS DE CARTUCHOS

Estos filtros se instalarán antes de las membranas de ósmosis para así evitar el paso a éstas de pequeñas partículas que puedan dañarlas. Estos filtros impedirán el paso de partículas con un tamaño mayor de 5 µm. En un principio tras la ultrafiltración el agua debería estar en condiciones adecuadas para ser bombeada directamente a los bastidores de ósmosis pero debido a la existencia de un tanque de regulación intermedio, existe la posibilidad de que lleguen al agua pequeñas partículas que podrían dañar seriamente las membranas. 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. En esta planta se optará por la instalación de éstos dispositivos en disposición vertical puesto que de este modo el espacio ocupado es menor.

Al contrario que los otros sistemas de filtrado, los filtros de cartucho no se limpian, por lo que cuando se detecta un ensuciamiento que impida su correcto funcionamiento han de ser sustituidos. Cabe destacar que en esta planta, debido a la existencia de un pretratamiento mediante ultrafiltración, el ensuciamiento de los filtros de cartuchos será menor que en otras instalaciones.

Además de los filtros que se instalarán en la línea de agua a tratar, se instalará otro filtro en la línea del sistema de limpieza CIP de las membranas de ósmosis. De este modo se evitará el posible daño que pudiese ocasionar partículas contenidas en las disoluciones de limpieza.

En la siguiente figura se muestran las unidades filtrantes así como su disposición dentro de los filtros:



Figura 15: detalle filtros cartucho

5.1 Diseño de los filtros de cartuchos

El diseño de estos filtros se basa en la velocidad de filtración y una vez fijada ésta y conociendo el área de los elementos filtrantes, considerando el caudal a tratar se obtiene el número de éstos. A continuación determinando el número de unidades filtrantes por filtro se obtiene el número de filtros.

Filtros línea de agua:

En esta planta los filtros trabajarán con una velocidad de filtrado de 13,5 m/h y puesto que el caudal a tratar será de 5.556 m³/h, el área de filtrado necesaria se calcula del siguiente modo:

$$\text{Área filtrado} = \frac{5.556 \text{ (m}^3/\text{h)}}{13,5 \text{ (m/h)}} = 411,56 \text{ m}^2$$

Dado que se instalarán cartuchos filtrantes de 50" de longitud y con área filtrante de 0,235 m², el número de unidades necesarias será:

$$N^{\circ} \text{ de cartuchos} = \frac{\text{Área filtrado}}{\text{Área cartucho}} = \frac{411,56 \text{ (m}^2\text{)}}{0,235 \text{ (m}^2\text{)}} = 1.751,32 \text{ cartuchos}$$

En cada filtro se instalarán 310 cartuchos por lo que el número de filtros a instalar será:

$$N^{\circ} \text{ de filtros} = \frac{N^{\circ} \text{ cartuchos}}{N^{\circ} \text{ cartuchos/filtro}} = \frac{1.751,32}{310} = 5,65 \cong 6 \text{ filtros}$$

Por tanto se instalarán 6 filtros con 310 cartuchos filtrantes cada uno.

Filtros línea CIP:

Este filtro se diseñará para una velocidad de flujo de 13,5 m/h y puesto que el caudal a tratar será de 714 m³/h, el área de filtrado necesaria se calcula del siguiente modo:

$$\text{Área filtrado} = \frac{714 \text{ (m}^3/\text{h)}}{13,5 \text{ (m/h)}} = 52,89 \text{ m}^2$$

Dado que se instalarán cartuchos filtrantes de 50" de longitud y con área filtrante de 0,235 m², el número de unidades necesarias será:

$$N^{\circ} \text{ de cartuchos} = \frac{\text{Área filtrado}}{\text{Área cartucho}} = \frac{52,89 \text{ (m}^2\text{)}}{0,235 \text{ (m}^2\text{)}} = 225,1 \text{ cartuchos}$$

En cada filtro se instalarán 310 cartuchos por lo que el número de filtros a instalar será:

$$N^{\circ} \text{ de filtros} = \frac{N^{\circ} \text{ cartuchos}}{N^{\circ} \text{ cartuchos/filtro}} = \frac{225,1}{310} = 0,73 \cong 1 \text{ filtro}$$

Por tanto se instalarán 1 filtros con 310 cartuchos que trabajará con una velocidad de filtrado de 10 m/h.

6. ÓSMOSIS INVERSA

6.1 Descripción del proceso

El proceso de ósmosis inversa consiste, a grandes rasgos, en impulsar agua de mar bruta por medio de una bomba de alta presión, para forzar el paso del agua pura a través de una membrana selectiva, dejando las sales en una corriente de concentrado. Por tanto, por un lado se obtiene agua producto, que es el agua que atraviesa la membrana y no presenta sales, y por otro la salmuera o rechazo, que contiene una elevada concentración de sales y no llega a atravesar la membrana.

Se diferencian pues, tres tipos de corrientes:

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 que se obtiene al otro lado de la membrana (lado de baja presión), después de atravesarla. También se le llama “Producto”.

Rechazo.- Es la solución que no puede atravesar la membrana y está más concentrada en sales que el aporte y el permeado. Se conoce como factor de concentración al número de veces que se concentran las sales en el rechazo de la ósmosis inversa.

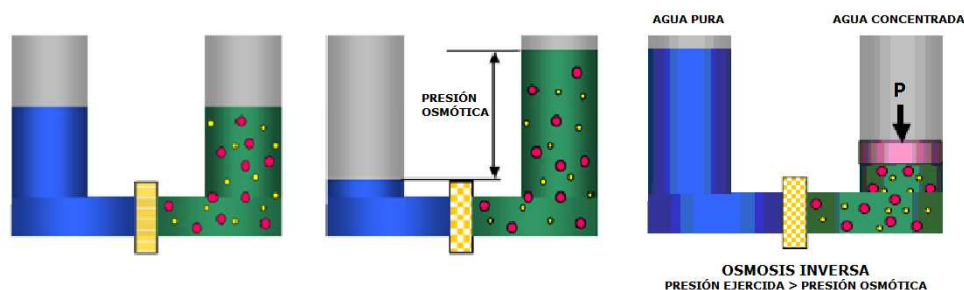


Figura 16: esquema ósmosis

Dependiendo del tipo de agua de alimentación y la calidad buscada en el agua producto, se dispondrá al proceso de ósmosis inversa de diferente número de pasos y etapas:

- Paso de ósmosis inversa: Se dice que el proceso de ósmosis inversa es de un paso, cuando el producto obtenido en las membranas es utilizado directamente sin hacerle pasar por otro paso de ósmosis inversa. Si el producto obtenido de un primer paso de ósmosis inversa, es bombeado al interior de otras membranas para volver a someterlo al proceso, con el fin de reducir su contenido final en sales, se dice que es de dos pasos. Si

este producto se vuelve a someter al proceso, se diría que es de tres pasos, y así sucesivamente.

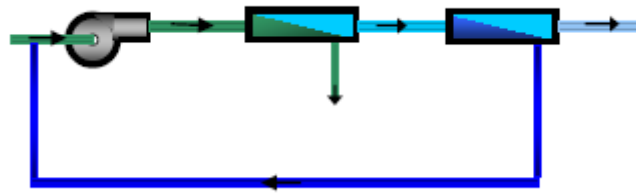


Figura 17: esquema dos pasos y una etapa

- Etapa de ósmosis inversa: Cuando el rechazo de un módulo de membranas es utilizado como alimentación de otro módulo, se dice que el primer módulo es la primera etapa y el segundo módulo la segunda etapa. El número de etapas es un problema de tipo hidráulico, de equilibrio de las membranas, del tipo de las mismas y del tipo de agua bruta, del factor de conversión, etc.

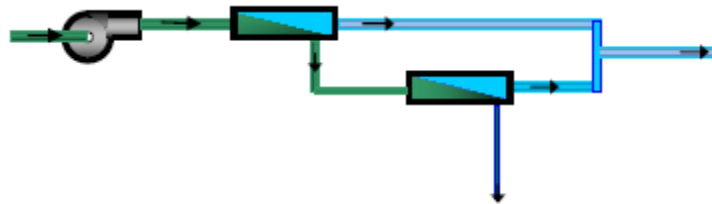


Figura 18: esquema dos pasos y dos etapas

Para tener una idea de qué presión es necesaria para poder llevar a cabo el proceso de ósmosis inversa, hay que señalar que el agua de mar tiene una presión osmótica de 25-30 bares. Durante el proceso de ósmosis inversa, el agua de mar se va concentrando en el interior de las membranas, aumentando por lo tanto su presión osmótica, por lo que la salmuera de rechazo tiene una concentración de sales de casi el doble a la del agua de mar, lo que implica presiones osmóticas de entre 55-60 bares. Con esto se resuelve que la presión de trabajo de las membranas estará comprendida entre 65-70 bares, es decir, dos veces y media la presión osmótica inicial, obteniéndose con ello una conversión en torno al 45-55%.

Estas diferencias en el factor de conversión dependerán principalmente del tipo de sales disueltas, del pretratamiento utilizado y de cuanto se pueden llegar a concentrar sin que precipiten las sales.

6.1.1 Factores del agua de alimentación que afectan al proceso de OI

Temperatura: El aumento de la temperatura provoca una disminución de la viscosidad de la solución 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. Por tanto, el paso de sales a través de la membrana aumenta (figura 19).

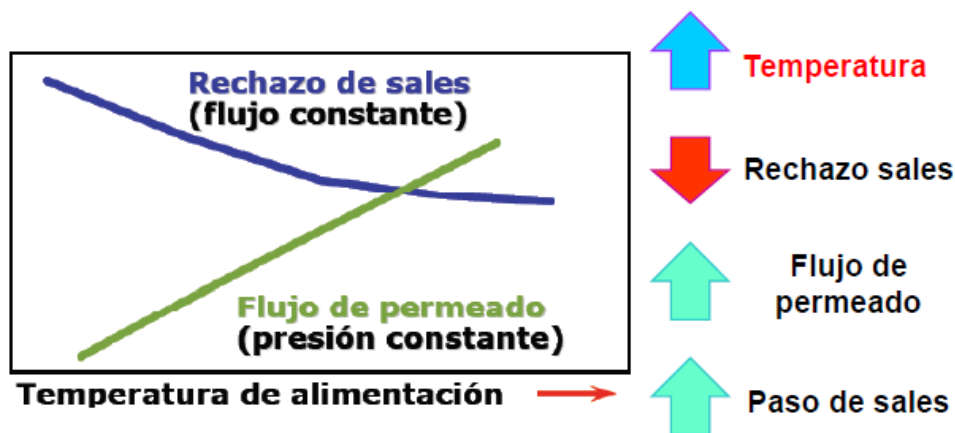


Figura 19: efecto de la temperatura

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 en el paso de sales (figura 20).

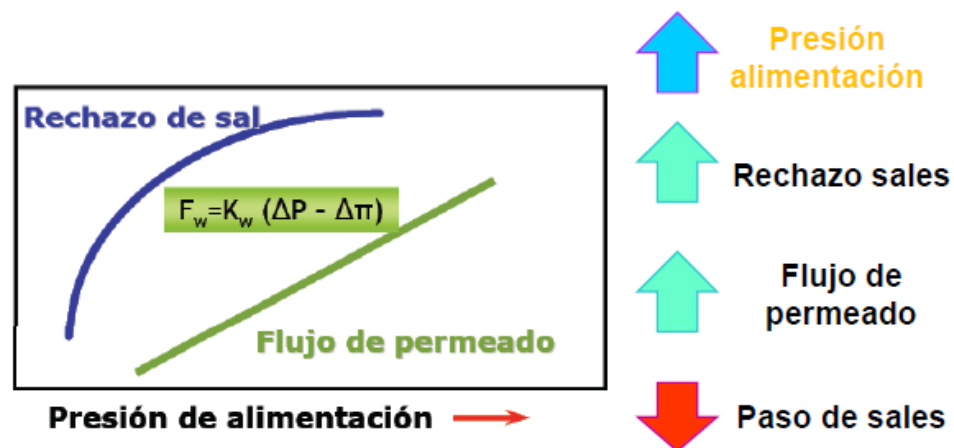


Figura 20: efecto de la presión de alimentación

Concentración de sales en el agua bruta: Una mayor salinidad del agua provoca un mayor paso de sales y una reducción del flujo de permeado y en el rechazo de sales (figura 21).



Figura 21: efecto de la concentración de alimentación

pH: Cuanto más básico sea el pH, menor será el paso de sales, y por consiguiente mayor será a concentración en el rechazo (figura 22).

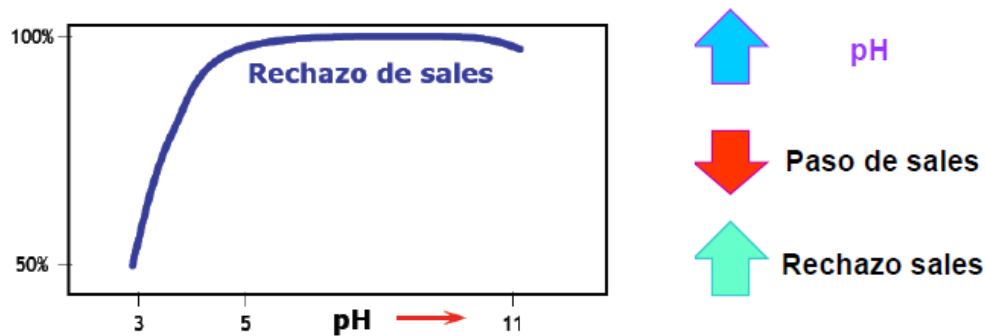


Figura 22: efecto del pH

6.1.2 Elementos que conforman el sistema de OI

Membranas: Se define así al elemento aislado, semipermeable, que constituye para el fabricante una unidad de venta, así como de recambio, garantía, etc.

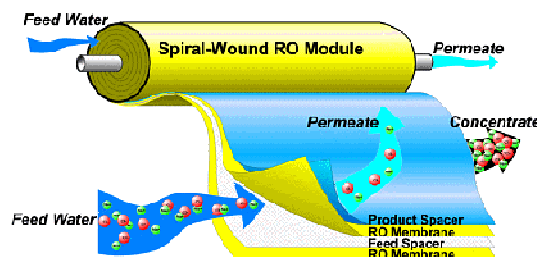


Figura 23: detalle membrana de ósmosis

Módulo de membranas: Se define como el conjunto de membranas de OI montadas en un único tubo de presión.

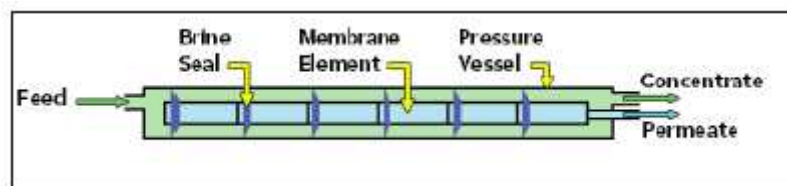


Figura 24: detalle módulo de membranas

Bastidor de membranas: Se define como el conjunto de módulos dispuestos en el número de etapas que se hayan diseñado pero todos ellos alimentados por una única bomba de alta presión.



Figura 25: detalle bastidor de membranas

Bombas de alta presión: Las bombas de alta presión son las encargadas de impulsar la solución a tratar hacia las membranas de ósmosis inversa a la presión requerida por éstas.

En el bombeo de alta presión es donde se consume la mayor parte de la energía que se necesita en una planta de Ósmosis Inversa.

6.1.3 Sistema de recuperación de energía

La salmuera a la salida de las membranas tiene aún mucha presión, ya que la pérdida de carga en el interior de los módulos de ósmosis inversa es pequeña, entre 2 y 3 bares. Para utilizar esta energía remanente, se conduce la salmuera a un sistema de recuperación de energía o Sistema de Intercambio de Presión (SIP), de forma que se aproveche el salto de presión entre la presión de la salmuera a la salida de las membranas y la presión atmosférica, puesto que la salmuera es conducida por gravedad hasta su punto de vertido en el mar.

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

Este sistema presenta dos problemas:

1. **Transferencia continua de presión:** La transferencia de presión al agua de mar no puede realizarse en ciclos.
Este problema se resuelve instalando en paralelo al menos un segundo cilindro cuyo funcionamiento debe estar desfasado respecto al primero, de manera que las membranas estén recibiendo permanentemente agua de mar a alta presión.
2. **Presión de salida de las membranas:** La presión con la que sale la salmuera de rechazo, debido a la pérdida de carga que sufre al atravesar las membranas, es inferior a la presión con la que el agua de mar entra a éstas.
Este problema se resuelve instalando una bomba booster a la salida de los intercambiadores de presión. La bomba booster impulsa un caudal de agua de mar ligeramente inferior al caudal de la salmuera de rechazo y la presión

diferencial que aporta debe compensar la pérdida de carga que sufre la salmuera tanto en las membranas como en las tuberías y válvulas.

A continuación se muestra un esquema de un sistema de recuperación de energía:

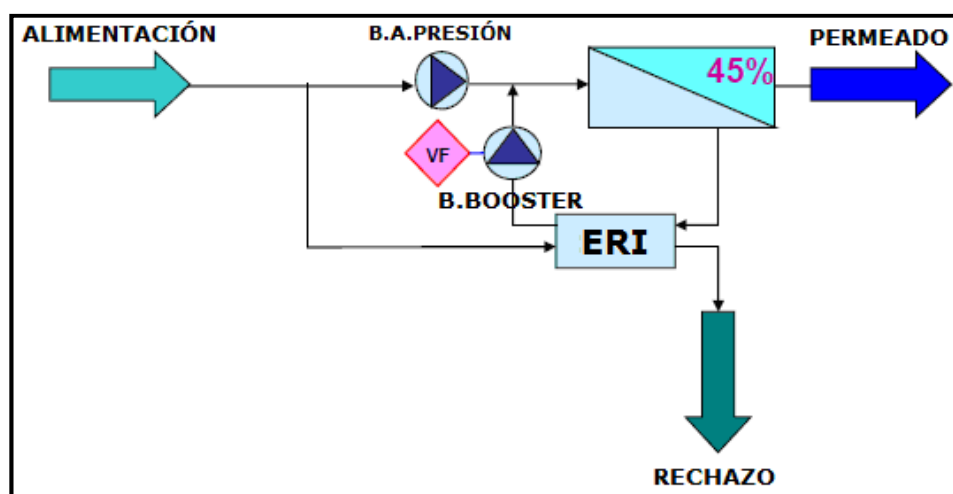


Figura 26: esquema recuperación de energía

6.2 Diseño del sistema de Ósmosis Inversa

Para realizar el diseño del sistema de Ósmosis Inversa se ha utilizado el software de simulación del proceso “Integrated Membrane Solution Desing 2006 (IMS Desing)”, proporcionado por la empresa “Hidranautics Corporate”, suministradora de membranas de Ósmosis Inversa.

Mediante esta simulación se ha escogido el tipo de membrana que mejor se ajusta a los requerimientos deseados, además de definir los parámetros específicos del agua para que el proceso se lleve a cabo eficientemente, asegurando un grado de conversión del 45%.

6.2.1 Consideraciones de diseño

Se dispondrá de un bastidor por cada línea de tratamiento, de manera que de cada uno se obtendrán 10.000 m³/d de permeado. La capacidad de producción de los bastidores depende en gran medida del tipo de membrana, puesto que según el modelo dispondrán de una superficie filtrante u otra, siendo para el modelo elegido (SWC5) de 37 m².

Para calcular el área total de membrana requerida se divide el caudal de permeado total entre el flujo específico (16 l/m²h, proporcionado por el fabricante), una vez obtenido este dato, y a partir del área unitaria de cada membrana se obtendrá el número total de membranas necesarias. Posteriormente, conociendo el número de membranas por módulo, se calcula el número de módulos y el de módulos por línea, que formarán cada uno de los seis bastidores.

La conversión no es un coeficiente que se pueda decidir libremente, sino que esta fuertemente condicionada por la composición iónica del agua a tratar. Sales como el bicarbonato cálcico, sulfato cálcico, etc... pueden precipitar al ser rechazadas por la membrana y superar los límites de solubilidad de cada especie. En el caso de desalaciones de agua de mar, las recuperaciones del 45% se consideran muy satisfactorias, por lo que para el diseño de la planta se impondrá una conversión de entre el 43-45%.

La principal limitación en la elección de la presión vendrá impuesta por la resistencia de las membranas a ésta. El límite superior de dicha presión es el que establece el fabricante para cada tipo de membrana. Las membranas que se han seleccionado soportan hasta 82,7 bar de presión, por lo que no deben generar ningún problema, pues la presión máxima de cálculo es de entorno a 68 bar.

En la tabla que se muestra a continuación pueden observarse las condiciones del agua de entrada, la conversión de agua desalada, los caudales de alimentación, permeado y rechazo, así como las características de las membranas y los módulos de membranas.

Tabla 2: características sistema de ósmosis

Conversión aprox.	45%	
Nº Pasos	1	
Nº Etapas	1	
Flujo específico	16 LMH	
Caudal permeado	60.000 m3/día	2500 m3/h
Caudal aporte	133.333 m3/día	5.556 m3/h
Caudal rechazo	73.33 m3/día	3.056 m3/h
Área total requerida	156.250 m2	
Área unitaria membrana	37 m2	
Total membranas	4.284 ud	
cajas presión membranas) (7	612 ud	
líneas (10000m3)	6	
tubos por bastidor	102 ud	
Membranas	SWC5	
Tª H2O alimentación	14-24 ºC	
pH H2O alimentación	8.1	

6.2.2 Simulación

La simulación con “IMS Desing” se ha realizado atendiendo a la vida efectiva de las membranas, considerando como tal a los años que pueden mantenerse en operación las membranas sin tener que someterlas a ningún proceso de recuperación. Se ha optado por simular membranas nuevas, con 1 año y con 3 años, verificando que el comportamiento a los 3 años es correcto y cumple plenamente con los requerimientos exigidos. En caso que los resultados a 3 años de edad de las membranas sean satisfactorios, se prolongará el período de operación de las membranas hasta que el rendimiento baje del 43% de conversión.

Otro parámetro tenido en cuenta en la simulación ha sido la temperatura del agua de alimentación por ser un factor influyente en el rendimiento de la osmosis. Se ha simulado para 14°, 20° y 24° C.

En la siguiente tabla se resumen los parámetros obtenidos para todas las simulaciones.

Tabla 3: simulación edad y temperatura

		Presión (bar)	TDS (ppm)	Boro (ppm)
14°	0 años	63.4	132.7	0.473
	1 año	64.7	145.3	0.517
	3 años	67.6	170.4	0.605
20°	0 años	61.2	173.6	0.633
	1 año	62.2	190	0.691
	3 años	64.4	222.4	0.807
24°	0 años	60.5	206.4	0.762
	1 año	61.3	225.7	0.832
	3 años	63.3	264	0.968

Las tablas con todos los datos y resultados obtenidos al realizar las simulaciones se pueden consultar en el *ANEXO V*.

6.2.3 Determinación del bastidor y membranas

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 4: características bastidor membrana

Modelo membrana	SWC5
Nº Tubos	612
Nº total membranas	4.284
Q específico (l/m2h)	16
R (%)	45

Se ha optado por la elección de 6 bastidores de 612 tubos cada uno y 7 membranas por tubo, dando un total de 4284 membranas.



Figura 27: bastidor de membranas

6.2.4 Limpieza de membranas

Cuando las membranas de una planta de ósmosis inversa se ensucian y sobre todo si dicho ensuciamiento tiene lugar en un corto período de tiempo, las posibilidades de recuperación dependen fundamentalmente de la rapidez con que se actúe una vez detectado el problema.

A modo de resumen puede decirse, como norma general, que es 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 períodos de parada (más de una semana).

El agua de alimentación a las membranas es de muy buena calidad, con lo que las necesidades de limpieza son bastante inferiores a lo que cabría esperar para una instalación de estas características.

Una vez al año se detendrá el proceso y se activará el sistema de lavado de la planta. Éste consiste en un circuito por donde una solución de agua desalada y los reactivos oportunos son bombeados a través de un filtro de cartuchos a la primera y/o segunda etapa de los bastidores de OI, limpiando las membranas a su paso.

Los productos químicos que se emplean en el lavado deben ser apropiados al agente causante del ensuciamiento. Tres son los tipos de lavado que se aplican a las membranas:

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

Aunque el lavado que se suele hacer es el específico para cada situación, en muchos casos no se conoce la causa exacta del ensuciamiento y se realiza en dos fases, comenzando con un lavado ácido y siguiendo con otro básico, aunque en casos de ensuciamientos muy persistentes se realizan también lavados especiales.

El tanque CIP para el lavado será el mismo que para la UF con la diferencia de que la línea de lavado de la ósmosis presentará un filtro de cartucho para prevenir entrada de sólidos a las membranas. La bomba instalada para el lavado de la ósmosis se diseña para un caudal de 714m³/h.

Las membranas de ósmosis cuentan con una reposición anual del 12% para garantizar el correcto funcionamiento de la planta bajo las condiciones de diseño.

7. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE ENERGÍA

7.1 Introducción

Uno de los principales argumentos en contra de la tecnología de la desalación ha sido tradicionalmente, el gran consumo de energía necesario para llevar a cabo el proceso de ósmosis inversa. Por este motivo el desarrollo de sistemas de recuperación de energía ha sido uno de los factores claves en la evolución de esta tecnología.

Estos sistemas de recuperación de energía aprovechan la gran presión del agua de rechazo generada en la ósmosis para devolverla, en gran parte, al agua de entrada y así disminuir la cantidad de energía necesaria para alcanzar las grandes presiones de entrada a la ósmosis.

El bombeo de alta presión está dispuesto conjuntamente y en paralelo con un sistema de recuperación dinámica de presión, que aprovecha la energía residual del agua de rechazo de cada tren para transmitirla a una parte del agua de alimentación.

Cada uno de estos sistemas está compuesto por un cilindro cerámico rotatorio que gira a 1.200 rpm, y que contiene las cámaras isobáricas en las que la salmuera, por desplazamiento positivo, impulsa al agua marina filtrada hacia la entrada de la ósmosis inversa, previo paso por la bomba Booster que compensa las que se producen en el circuito.

El recuperador de energía (PX) cambia fundamentalmente el modo en que un sistema de ósmosis inversa opera. La Figura 28 ilustra la típica configuración de distribución de flujos en un sistema de ósmosis inversa con PX. El flujo de agua de salmuera [G] pasa a través del PX, 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. La 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), tal y como se muestra en la siguiente figura:

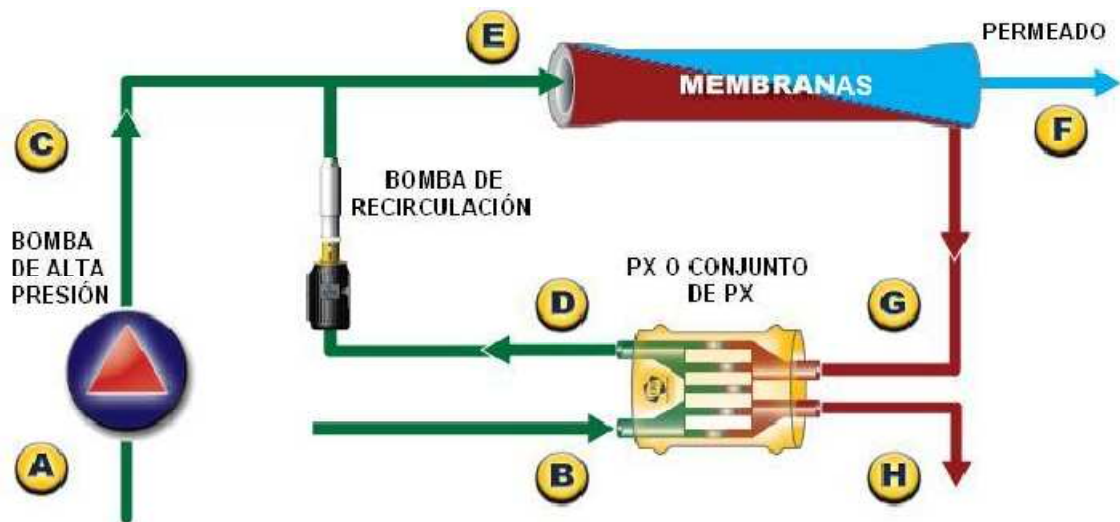


Figura 28: Diagrama ERI

El PX y la válvula anti-retorno ubicada en la descarga de la bomba de alta presión sellan o aíslan el lado de alta presión del proceso de ósmosis inversa. Durante la operación del sistema, el agua es introducida en el circuito de alta presión [D-E-G] por la bomba de alta presión. Casi toda esta agua sale del sistema como permeado y el resto fluye a través de los estrechos espacios que rodean al rotor, lubricándolo. El flujo de lubricación es típicamente alrededor de 0.5% del flujo total de la bomba de alta presión y se puede medir como la diferencia entre el caudal de la bomba de alta presión [C] y el caudal de permeado [F]. El caudal entregado por la bomba de alta presión y la resistencia a los caudales de permeado y de lubricación ofrecida por las membranas y los PX respectivamente, presurizan el circuito de alta presión.

7.1.1 Recuperadores rotativos

En esta planta se ha optado por la instalación de este tipo de dispositivos. Existe un único fabricante de este tipo de recuperadores, denominados *Energy Recovery Inc.* (ERI). Estos recuperadores están formados por un cuerpo cilíndrico en cuyo interior hay un conjunto de pares de pequeñas cámaras. Por efecto de la presión de la salmuera, el cilindro gira, realizando de esta manera la secuencia de cambio de cámara.



Figura 29: recuperadores rotativos ERI

Dentro del recuperador se transfiere la presión del flujo de salmuera de alta presión hacia el flujo de agua de mar de baja presión, este proceso de transferencia de presión ocurre

mediante el contacto momentáneo de ambos flujos en los conductos del rotor. Dicho rotor se encuentra dentro de una camisa y de dos tapas hechas de cerámica con tolerancias muy precisas, que crean un cojinete hidrodinámico con fricción casi cero cuando es llenado con agua a alta presión. Cabe señalar que el rotor que gira dentro del cojinete hidrodinámico es la única parte móvil del PX.

En todo momento, la mitad de los conductos del rotor están expuestos a flujo de alta presión y la otra mitad a flujo de baja presión. Mientras el rotor gira, los conductos pasan por el área de sellado (la cual separa al área de baja y alta presión del sistema). Aquellos que contienen alta presión están separados de los que contienen baja presión por el sello creado entre las paredes del rotor y las tapas.

La Figura XX muestra una representación esquemática de los componentes cerámicos del ERI. La bomba de agua de mar suministra un flujo de agua a baja presión en el lado izquierdo. Este flujo de agua de mar expulsa a la salmuera del ducto hacia el lado derecho. Después de que los conductos con agua de mar de baja presión pasan a través del área de sellado, el agua de salmuera a alta presión proveniente de las membranas entra por el lado derecho comprimiendo y expulsando el agua de mar hacia la bomba de recirculación. Este proceso de intercambio de presión se repite en cada ducto con cada rotación que hace el rotor a una velocidad nominal de 1200 rpm, esto es 20 revoluciones cada segundo.

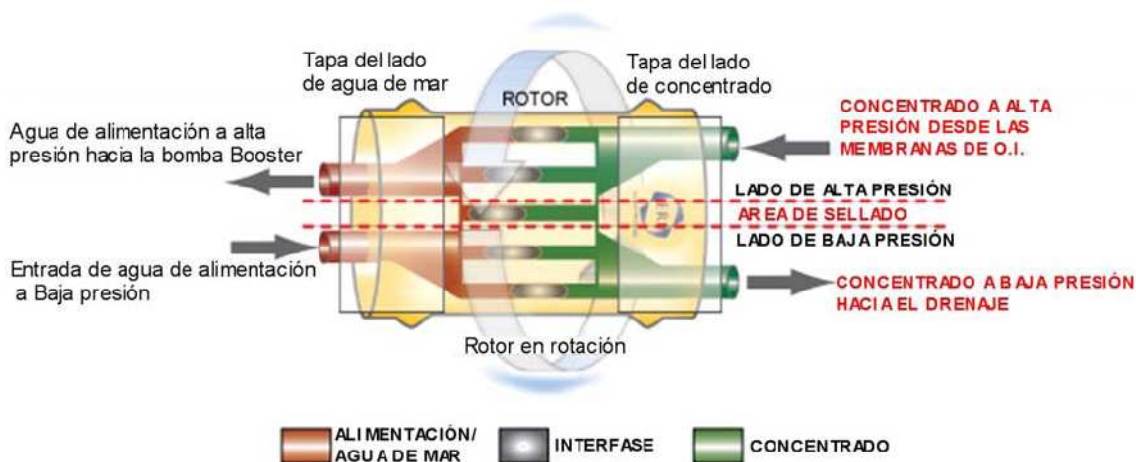


Figura 30: esquema recuperador de energía ERI

7.2 Diseño ERI

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

Tabla 5: Parámetros de diseño de ERI

Caudal agua permeado	60.000 m ³ /día
Recuperación	45%
Presión máxima de alimentación	67,6 bar
Perdida de carga membrana	2,5 bar
Presión salida del recuperador	1,5 bar
Salinidad del agua de alimentación	36.000 mg/l
Motor	50 Hz

El cálculo del equipo necesario se obtiene a través de una hoja de cálculo facilitada por el fabricante. Las características del mismo se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 6: Características del equipo

Modelo de Intercambiador ERI	PX-300
Número de unidades	46
Caudal medio por unidad	66,4 m ³ /h
Caudal medio de lubricado total	37,0 m ³ /h
Perdida de carga en Bomba de alta	1 bar
Perdida de carga en Bomba de baja	0.8 bar
Eficiencia del Intercambiador	96.4 %

Finalmente se colocarán 48 unidades del ERI distribuidas en las 6 líneas de tratamiento, para que todas las líneas cuenten con el mismo número de recuperadores. Por tanto serán 8 ERIs por cada bastidor con un caudal unitario de 63,3 m³/h.

En el siguiente diagrama se muestran los caudales y presiones del proceso mostrado en el apartado anterior una vez aplicado el diseño del intercambiador de energía.

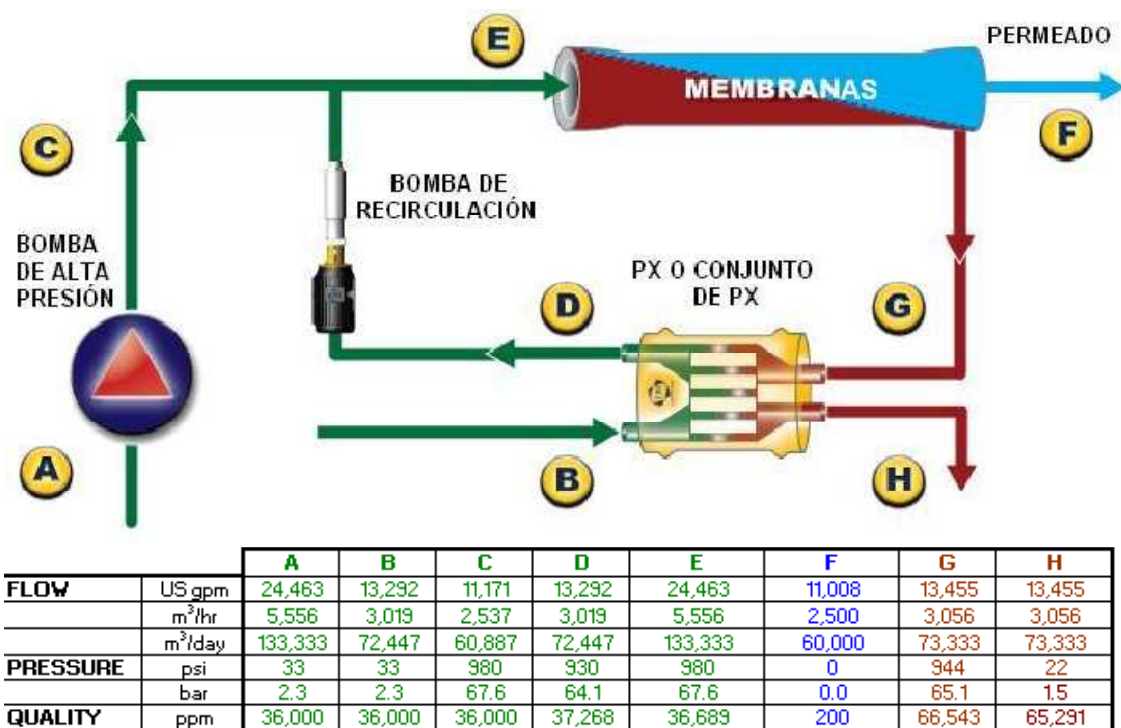


Figura 31: resumen diseño ERI

7.3 Mantenimiento

La unidad PX no requiere mantenimiento periódico. No hay ejes, acoplamientos, juntas o sistemas de lubricación que se necesite mantener o monitorizar. Para todas las acciones de montaje, desmontaje, puesta en marcha...etc. se recurre al manual facilitado por el fabricante.

8. REMINERALIZACIÓN

8.1 Introducción

Dada la gran capacidad de eliminación de las membranas, el agua producida no tiene más que algo de cloruro sódico disuelto. En estas condiciones, el agua no es apta para determinados usos como el consumo humano, el regadío agrícola, etc. ya que carece de dureza y alcalinidad y resulta muy agresiva. Por este motivo, ha de hacerse un proceso de postratamiento al agua producto mediante el que se aporten determinadas sustancias como calcio, magnesio y bicarbonatos, ajustándose, de esta manera, su equilibrio calcio-carbónico.

Esta etapa es muy importante dado que es la última previa a la desinfección y posterior distribución. Por ello, desajustes en el pH, índice de Langelier o turbidez deben tenerse también en cuenta, además de la composición mineral equilibrada y en último término el cumplimiento de la legislación vigente para las aguas de consumo humano, regulada por el Real Decreto 140/2003 por el que se establecen los criterios sanitarios del agua de consumo humano.

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

- Boro < 1,0 mg/l
- THMs < 150 µg/l hasta el 31/12/2008 y < 100 µg/l a partir del 1/1/2009
- Cloruros < 250 mg/l
- pH, entre 6,5 y 9,5
- Sodio < 200 mg/l
- Conductividad < 2.500 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 y dosificación de CO₂.
- Lechos de calcita o dolomita con dosificación de CO₂.

En el presente proyecto 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.

8.1.2 Lechos de calcita

El diseño consta de una celda formada por tres partes diferenciadas: la alimentación, el lecho de carbonato cálcico y la zona de recarga. 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 en la parte inferior de un lecho de carbonato cálcico triturado de una altura determinada.

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 carbonato de forma lenta y a medida que se consume el producto, además, son intercambiables lo que permite modular el comportamiento de la planta. 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).

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 carbonato 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.

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.

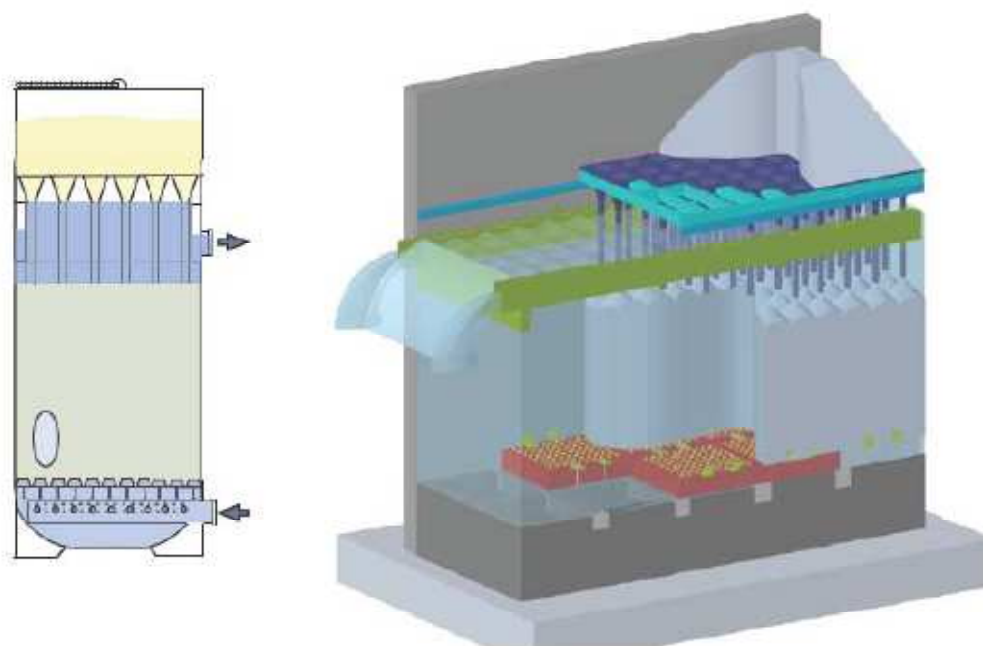


Figura 32: lecho de calcita

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

8.2 Diseño

8.2.1 Dosificación

La reacción que se lleva a cabo en este proceso es el siguiente:



En esta reacción el agua disuelve solo el reactivo necesario para equilibrar su índice de Langelier, por lo que no hay riesgo de infra o sobredosificación.

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

- Caudal 2500 m³/h

- Diseño para 6-8 grados franceses (GF)
- 8-9 ppm CaCO₃ por cada grado francés
- CO₂ según estequiometria (CaCO₃ x 0.44)

La dosis consumida de calcita por metro cúbico es:

$$6 \text{ GF} \times 9 \text{ ppm} = 54 \text{ ppm} = 54 \text{ g/m}^3$$

Aplicando el caudal horario:

$$54 \text{ g/m}^3 \times 2500 \text{ m}^3/\text{h} = 135000 \text{ g/h} = 135 \text{ kg/h de Calcita}$$

La dosis de CO₂ inyectada en tubería, aplicando la estequiometria, es :

$$\text{CO}_2 = 135 \text{ kg/h} \times 0.44 = 59.4 \text{ Kg/h}$$

8.2.2 Diseño del lecho

El diseño de la celda y el lecho de calcita se realiza según los siguientes parámetros:

- Caudal tratado: 2500 m³/h
- Velocidad ascensional: 8-15 m/h
- Superficie unitaria de cada celda : 14 m² (7x2 m²)
- tiempo de contacto necesario: 8-12 min.

Para el cálculo la superficie filtrante total necesaria se requiere fijar una velocidad ascensional del agua a través del lecho de calcita (10 m/h) y conocer el caudal tratado (2500 m³/h)

$$S = \frac{Q}{V_a} = \frac{2500}{10} = 250 \text{ m}^2 \text{ de superficie filtrante necesaria}$$

Una vez conocida la superficie requerida y conociendo la superficie de cada lecho de calcita (722 m²) se calculan el número de filtros:

$$\text{Número de filtros: } \frac{250}{14} = 17.8 = 18 \text{ filtros}$$

El último parámetro necesario a calcular es la altura del lecho. Esta se obtiene multiplicando la velocidad ascensional, antes fijada, por el tiempo de contacto que se requiera para que el agua alcance las condiciones optimas de mineralización, en el presente diseño 12 min.

$$\text{Altura del lecho (h)} = 10 \times 0.2 = 2 \text{ m}$$

Por tanto se contará con 18 filtros de calcita que trataran un caudal unitario de 139 m³/h. La celda que contiene al filtro tendrá una altura de 4, con una base de 7x2 metros. Los lechos filtrantes tendrán una altura de 2 metros, de manera que el tiempo de residencia sea de 12 min. Suficiente para garantizar las condiciones de pH (entre 6.5-9.5) y dureza mínimas. La carcasa del equipo será de poliéster reforzado en fibra de vidrio.

Las características del medio filtrante o lecho serán calcita de diámetro de partícula entre 1.5 y 3 mm.

Las pérdidas de carga producidas en el lecho de calcita se obtienen mediante la siguiente aproximación proporcionada por el departamento de ingeniería aplicada de Sadyt:

Pérdidas de carga(cm c.a./m calcita) = $1,2855 \times \text{Velocidad ascensional (cm/min)} - 2,2753$

En la siguiente tabla se muestran las características de la instalación:

Tabla 7: principales características de diseño

Caudal tratado total	2500 m ³ /h
Número de lechos	18
Caudal unitario	139 m ³ /h
Velocidad ascensional	10 m/h
Altura del lecho de calcita	2 m
Tiempo de contacto en el lecho	12 min.
Pérdida de carga en el lecho	0.38 bar

9. EMISARIO SUBMARINO

Para verter la salmuera se ha diseñado un sistema de vertido con eductores que diluya la concentración salina hasta que ésta no sea significativa.

La conducción de la salmuera desde la desaladora hasta la línea de costa estará constituida por una tubería circular de hormigón armado de 1,2 metros de diámetro y 7 km de longitud. La conducción se ha diseñado para que la velocidad de la salmuera sea de aproximadamente 1,2 m/s y el régimen sea en lámina libre. Para ello se supone que el desnivel de 40 m con la línea de costa es siempre favorable a la conducción.

Una vez en la línea de costa, la descarga de salmuera se realizará mediante emisario submarino fabricado en polietileno de alta densidad, con una longitud de 200 m y un diámetro de 1.000 mm. En el punto de descarga se instalarán eductores separados 10 m entre sí para maximizar la dilución.

Los eductores utilizan el efecto venturi para succionar agua o aire y mezclarlo con el caudal de aporte. Así se consigue alcanzar diluciones de 1 a 4. Se construirán en acero inoxidable y estarán ebonitados lo que les confiere una excelente resistencia a la corrosión y a la abrasión. A continuación se muestra el extremo de de estos eductores con efecto venturi:

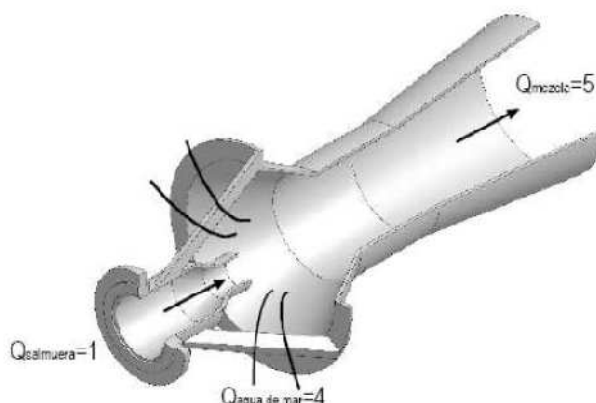


Figura 33: detalle extremo eductor

10. BOMBAS Y CONDUCCIONES

10.1 Introducción

Para las conducciones del agua bruta desde la cántara de captación hasta la planta se utilizará tubería de PRFV, al igual que para el resto de conducciones de la planta, debido a su elevada resistencia a la corrosión y a su alta resistencia química.

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

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

donde:

P: potencia de bombeo (Kw)

Q: caudal de agua a bombear (m³/h)

H: altura manométrica (m)

ρ : densidad (Kg/l)

η : rendimiento de la bomba

La altura manométrica se calculará como:

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

donde:

H: altura manométrica (m)

ΔZ : diferencia de cotas entre los puntos de aspiración y de entrega (m)

$\sum F$: pérdidas de carga (m)

ΔP : diferencia de presión entre los puntos de aspiración y de entrega (m)

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

Los cálculos de la potencia requerida de cada equipo de bombeo se harán teniendo en cuenta un caudal sobredimensionado en un 15% para contar con un margen de seguridad que asegure el correcto funcionamiento de los equipos en caso de variación de las condiciones de trabajo.

Para el cálculo de las pérdidas de carga debidas a la circulación por la conducción se aplicará la ecuación de Fanning:

$$\sum F = f \cdot \frac{L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g}$$

donde:

$\sum F$ = pérdida de carga por rozamiento a través de la tubería (m).

f: coeficiente de rozamiento.

v: velocidad (m/s)

L: longitud de la conducción (m)

g: aceleración de la gravedad (m/s²)

D: diámetro (m)

El coeficiente de rozamiento se calculará mediante la ecuación de Colebrook-White:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log \left(\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{f}} \right)$$

donde:

f : coeficiente de rozamiento
 ϵ : rugosidad del material (m)
 D : diámetro del material (m)
 Re : número de Reynolds

El número de Reynolds se calculará como:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

donde:

ρ : densidad (Kg/m³)
 v : velocidad (m/s)
 D : diámetro de la conducción (m)
 μ : viscosidad (Kg/m·s)

10.2 Cálculos

Bombas de captación:

Las bombas de captación han de impulsar el agua desde la cántara de toma hasta el tanque de regulación situado a continuación de las membranas de ultrafiltración. El agua por tanto ha de superar un desnivel de 40 metros a lo largo de una tubería de 10.500 m de longitud.

El caudal de circulación será de 5.994 m³/h y la velocidad será de 1,8 m/s por lo que la sección de la conducción se calculará del siguiente modo:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{5.994 (m^3/h)}{6.480 (m/h)} = 0,93 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,93(m^2)}{\pi}} = 1,1m$$

Para una velocidad de 1,8 m/s y un diámetro de 1,2m, el módulo adimensional Reynolds en este caso será:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} = \frac{1020(Kg/m^3) \cdot 1,8(m/s) \cdot 1,1(m)}{0,001(Kg/m \cdot s)} = 2.019.600$$

Con este valor de Reynolds y un coeficiente de rugosidad para el PRFV de 0,000021, aplicando la ecuación de Colebrook-White se obtiene un coeficiente de rozamiento de 0,0105.

Aplicando la ecuación de Fanning se obtiene un valor para las pérdidas de carga debidas a la conducción de 12,6 m.

Las pérdidas de carga debidas a equipos serán de 15 m para la ultrafiltración y de 5 m para los filtros de anillas.

La diferencia de cotas será de 40 m y la diferencia de presiones entre la aspiración y el tanque de regulación se considerará despreciable.

Por tanto la altura manométrica será:

$$H = 40(m) + 12,6(m) + 20(m) = 72,6 m$$

Se instalarán 3 bombas centrífugas sumergibles más una de reserva con una capacidad de bombeo de 1.998 m³/h y con un rendimiento del 85% por lo que la potencia a suministrar a cada una de estas será:

$$P = \frac{1.998(m^3/h) \cdot 72,6 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 475 Kw$$

Considerando un rendimiento de los motores del 95% la potencia que habrá que suministrar a cada uno será:

$$P = \frac{758(Kw)}{0,95} = 500 Kw$$

Por tanto el consumo total de todos los motores será de 1.500 Kw.

Bombas de baja presión:

Las bombas de baja presión serán las encargadas de transportar el agua desde el depósito de regulación, pasando por los filtros de cartucho, hasta las bombas de alta presión de la ósmosis inversa.

El caudal de diseño será de 5.556 m³/h y la velocidad será de 1,8 m/s por lo que el diámetro de la conducción se calculará del siguiente modo:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{5.556 (m^3/h)}{6.480 (m/h)} = 0,86 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,86(m^2)}{\pi}} = 1.1 m$$

Este bombeo debe garantizar una presión mínima de entrega en la cámara de intercambio de presión de 2 bar. Por ello la altura manométrica será la suma, en este orden, de los requerimientos de presión, de la diferencia de cotas, las pérdidas de carga debidas a los filtros de cartucho (10,2 m) y las pérdidas debidas a las conducciones:

$$H = 20,4 (m) + 10 (m) + 10,2 (m) + 4,1 (m) = 44,7 m$$

Cabe destacar que para el cálculo de esta bomba y las sucesivas, para determinar las pérdidas de carga debidas a las conducciones se utiliza la aproximación de considerar éstas como un 10% de la altura manométrica.

Se instalarán 6 bombas centrífugas con una capacidad de bombeo de 926 m³/h y con un rendimiento del 85% por lo que la potencia a suministrar a cada una de estas será:

$$P = \frac{926(m^3/h) \cdot 44,7 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 135,4 Kw$$

Considerando un rendimiento de los motores del 95% la potencia que habrá que suministrar a cada uno será:

$$P = \frac{135,4(Kw)}{0,95} = 143 Kw$$

Por tanto el consumo total de los motores será de 858 Kw.

Bombas de alta presión:

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. Estas bombas se calculan teniendo en cuenta el aumento de la presión necesaria a lo largo de los años debido al deterioro de las membranas por su envejecimiento. Debido a ello la presión de diseño es la correspondiente a un envejecimiento de 5 años y por lo tanto estas bombas han de suministrar al agua una presión de 67,6 bar, o lo que es lo mismo 676 m. Esta presión a alcanzar se obtiene descontando la que ya trae el agua debido a las bombas de baja presión.

Por tanto la altura manométrica, teniendo en cuenta la presión a alcanzar, la altura del bastidor y las pérdidas de carga (10%) será:

$$H = 676 (m) + 10 (m) + 86 (m) = 772 m$$

El caudal de diseño será de 2.540 m³/h y la velocidad será de 1,8 m/s por lo que el diámetro de la conducción se calculará del siguiente modo:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{2.540 (m^3/h)}{6.480 (m/h)} = 0,40 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,40(m^2)}{\pi}} = 0.71m$$

Se instalarán 6 bombas centrífugas de cámara partida con una capacidad de bombeo de 424 m³/h y con un rendimiento del 85% por lo que la potencia a suministrar a cada una de estas será:

$$P = \frac{424(m^3/h) \cdot 772 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 1.071 Kw$$

Considerando un rendimiento de los motores del 95% la potencia que habrá que suministrar a cada uno será:

$$P = \frac{1071(Kw)}{0,95} = 1.127 Kw$$

Por tanto el consumo total de los motores será de 6.762 Kw.

Bombas Booster:

Las bombas Booster están incluidas dentro del sistema de recuperación de energía y son las encargadas de transmitir al agua de salida del ERI la presión necesaria para que pueda acceder a la corriente de entrada de la osmosis. Esta presión es solo una pequeña parte del total ya que el agua procedente del ERI alcanza una presión de aproximadamente 65,5 bar y la presión del agua de entrada a la osmosis es 68,4 bar.

Por tanto la altura manométrica, teniendo en cuenta las diferencias de presión y las pérdidas de carga (10%) será:

$$H = 30 \text{ (m)} + 3 \text{ (m)} = 33 \text{ m}$$

El caudal de diseño será de 3.016 m³/h y la velocidad será de 1,8 m/s por lo que la sección de la conducción se calculará del siguiente modo:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{3.016 \text{ (m}^3/\text{h)}}{6.480 \text{ (m/h)}} = 0,47 \text{ m}^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,47 \text{ (m}^2\text{)}}{\pi}} = 0,77 \text{ m}$$

Se instalarán 6 bombas centrífugas con una capacidad de bombeo de 503 m³/h y con un rendimiento del 85% por lo que la potencia a suministrar a cada una de estas será:

$$P = \frac{503 \text{ (m}^3/\text{h)}}{367} \cdot 33 \text{ (m)} \cdot 1,02 \text{ (Kg/l)} = 54,3 \text{ Kw}$$

Considerando un rendimiento de los motores del 95% la potencia que habrá que suministrar a cada uno será:

$$P = \frac{54,3 \text{ (Kw)}}{0,95} = 57 \text{ Kw}$$

Por tanto el consumo total de los motores será de 342 Kw.

Bomba de contralavado:

Esta bomba impulsará el agua de contralavado desde el tanque regulador con un caudal de 1.589,3 m³/h y una velocidad de 1,8 m/s por lo que la sección de la conducción será:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{1.589,3 \text{ (m}^3/\text{h)}}{6.480 \text{ (m/h)}} = 0,24 \text{ m}^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,24 \text{ (m}^2\text{)}}{\pi}} = 0,56 \text{ m}$$

Se instalará 1 bomba centrífuga más otra de reserva con una capacidad de bombeo de 1.590 m³/h para una altura manométrica de 15 m y con un rendimiento del 85% por lo que la potencia a suministrar a esta será:

$$P = \frac{1.589,3(m^3/h) \cdot 15 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 78 Kw$$

Considerando un rendimiento del motor del 95% la potencia que habrá que suministrar a este será:

$$P = \frac{78(Kw)}{0,95} = 83 Kw$$

Bombas de agua producto:

Estas bombas impulsarán el agua desde el depósito de almacenamiento hacia la red de distribución.

El agua será bombeada con un caudal de 2.500 m³/h y una velocidad de 1,5 m/s por lo que la sección de la conducción será:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{2.500 (m^3/h)}{5.400 (m/h)} = 0,46 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,46 (m^2)}{\pi}} = 0,77 m$$

Se instalarán 3 bombas centrífugas verticales con una capacidad de bombeo de 834 m³/h y con un rendimiento del 85%. La altura manométrica de diseño será de 65 m por lo que la potencia a suministrar a cada una de estas será:

$$P = \frac{834(m^3/h) \cdot 65 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 176 Kw$$

Considerando un rendimiento de los motores del 95% la potencia que habrá que suministrar a cada uno será:

$$P = \frac{176(Kw)}{0,95} = 185 Kw$$

Por tanto el consumo total de los motores será de 555 Kw.

Bombas del sistema CEB:

Estas bombas son las encargadas de bombear las disoluciones de reactivos durante el funcionamiento del sistema de limpieza CEB. Las conducciones serán de polipropileno y las bombas serán centrífugas.

La disolución de HCL será bombeada con un caudal de 0,77 m³/h y una velocidad de 1,5 m/s por lo que la sección de la conducción será:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{0,77 (m^3/h)}{5.400 (m/h)} = 0,00014 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00014(m^2)}{\pi}} = 0.014 m$$

Considerando que esta bomba ha de superar una altura manométrica de 30 m y que su rendimiento es del 85%, la potencia a suministrar a esta será:

$$P = \frac{0,77(m^3/h) \cdot 30 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 0,08 Kw$$

Considerando un rendimiento del motor del 95% la potencia que habrá que suministrar a este será de 0,084 Kw.

La disolución de NaOCl será bombeada con un caudal de 3,44 m³/h y una velocidad de 1,5 m/s por lo que la sección de la conducción será:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{3,44 (m^3/h)}{5.400 (m/h)} = 0,00064 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00064(m^2)}{\pi}} = 0.028 m$$

Considerando que esta bomba ha de superar una altura manométrica de 30 m y que su rendimiento es del 85%, la potencia a suministrar a esta será:

$$P = \frac{3,44 (m^3/h) \cdot 30 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 0,34 Kw$$

Considerando un rendimiento del motor del 95% la potencia que habrá que suministrar a este será de 0,36 Kw.

Bombas sistema CIP:

Estas bombas centrífugas son las encargadas de impulsar las disoluciones de limpieza durante el proceso de lavado CIP. Las conducciones, al igual que las del sistema CEB, serán de polipropileno.

Para la limpieza de los módulos de ultrafiltración el caudal será de 129 m³/h y la velocidad de 1,8 m/s por lo que la sección de la conducción será:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{129 (m^3/h)}{6.480 (m/h)} = 0,02 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,02(m^2)}{\pi}} = 0.16 m$$

Considerando que esta bomba ha de superar una altura manométrica de 29 m y que su rendimiento es del 85%, la potencia a suministrar a esta será:

$$P = \frac{129(m^3/h) \cdot 29 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 12,2 Kw$$

Considerando un rendimiento del motor del 95% la potencia que habrá que suministrar a este será de 12,8 Kw.

Para la limpieza de los bastidores de ósmosis el caudal será de 714 m³/h y la velocidad de 1,8 m/s por lo que la sección de la conducción será:

$$Sección = \frac{Caudal}{Velocidad} = \frac{714 (m^3/h)}{6.480 (m/h)} = 0,11 m^2$$

Por tanto el diámetro de la conducción será:

$$Diámetro = \sqrt{\frac{4 \cdot Sección}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,11(m^2)}{\pi}} = 0.38 m$$

Considerando que esta bomba ha de superar una altura manométrica de 40 m y que su rendimiento es del 85%, la potencia a suministrar a esta será:

$$P = \frac{714(m^3/h) \cdot 40 (m) \cdot 1,02(Kg/l)}{367 \cdot 0,85} = 93,4 Kw$$

Considerando un rendimiento del motor del 95% la potencia que habrá que suministrar a este será de 98,3 Kw.

Cabe destacar que en las bombas en las que sea necesario, se instalarán variadores de frecuencia que permitirán trabajar con diferentes caudales.

11. TANQUES

11.1 Tanque de regulación

A este depósito llegará el agua bombeada desde la cántara de toma tras pasar por los filtros de anillas y la ultrafiltración. Desde éste el agua será bombeada por las bombas de baja presión hacia los filtros de cartucho. Tendrá una capacidad de 1.400 m³, será cerrado y estará construido en hormigón.

11.2 Tanque de agua producto

Este depósito tendrá como finalidad almacenar temporalmente el agua producto antes de su bombeo hacia la red de distribución. Al igual que el depósito de regulación, éste también será cerrado y de hormigón y su capacidad será de 10.000 m³.

ANEXO III

ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

ÍNDICE

1 INTRODUCCIÓN	4
2 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROYECTO	4
3 ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS	5
3.1 Alternativa Cero	5
3.2 Realización del Proyecto	5
4 DESCRIPCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DE IMPACTOS	5
4.1 Matriz general de identificación de impacto	5
4.2 Caracterización cualitativa de impactos	7
4.3 Evaluación de impactos	8
5 MEDIDAS	10
5.1 Medidas preventivas	11
5.1.1 De carácter general	11
5.1.2 Sobre el medio físico	11
5.1.3 Sobre el medio biótico	11
5.1.4 Sobre el clima	11
5.1.5 Sobre el paisaje	11
5.1.6 Sobre el medio socioeconómico	11
5.2 Medidas correctoras	12
5.2.1 Sobre el medio físico	12
5.2.2 Sobre el medio biótico	12
5.2.3 Sobre el paisaje	12
6 PROGRAMA DE VIGILANCIA AMBIENTAL	12
6.1 Durante la realización de la obra	12
6.2 Durante la fase de explotación.....	13
7 RESUMEN Y CONCLUSIONES	14

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: matriz general de identificación de impactos.....	5
Tabla 2: caracterización cualitativa de impactos.....	7
Tabla 3: valoración cualitativa de los impactos	9
Tabla 4: valoraciones parciales y global del impacto	9

1. INTRODUCCIÓN

Según lo dispuesto en el Real Decreto Legislativo 1/2008, de 11 de enero, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Evaluación de Impacto Ambiental de proyectos, sólo deben someterse a una evaluación de impacto ambiental en la forma prevista en esta Ley, cuando así lo decida el órgano ambiental en cada caso, los siguientes proyectos:

- a. Los proyectos públicos o privados consistentes en la realización de las obras, instalaciones o de cualquier otra actividad comprendida en el anexo II.
- b. Los proyectos públicos o privados no incluidos en el anexo I que pueda afectar directa o indirectamente a los espacios de la Red Natura 2000.

Este proyecto se encuentra dentro del grupo 8.e (Instalaciones de desalación o desalobración de agua con un volumen nuevo o adicional superior a 3.000 metros cúbicos/día) del anexo II, por tanto debe someterse a Estudio de Impacto Ambiental (EsIA).

Según el artículo 7 de la dicha Ley, un EsIA debe de contener los siguientes datos:

- a. Descripción general del proyecto y exigencias previsibles en el tiempo, en relación con la utilización del suelo y de otros recursos naturales. Estimación de los tipos y cantidades de residuos vertidos y emisiones de materia o energía resultantes.
- b. Una exposición de las principales alternativas estudiadas y una justificación de las principales razones de la solución adoptada, teniendo en cuenta los efectos ambientales.
- c. Evaluación de los efectos previsibles directos o indirectos del proyecto sobre la población, la flora, la fauna, el suelo, el aire, el agua, los factores climáticos, el paisaje y los bienes materiales, incluido el patrimonio histórico artístico y el arqueológico. Asimismo, se atenderá a la interacción entre todos estos factores.
- d. Medidas previstas para reducir, eliminar o compensar los efectos ambientales significativos.
- e. Programa de vigilancia ambiental.
- f. Resumen del estudio y conclusiones en términos fácilmente comprensibles. En su caso, informe sobre las dificultades informativas o técnicas encontradas en la elaboración del mismo.

2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROYECTO

La descripción general del proyecto viene detallada a lo largo del anexo I en el cual se expone sus dimensiones, funcionamiento, etc. y todos los aspectos técnicos de la planta. Además en la memoria se expone su localización así como la justificación de la construcción de la desaladora.

3. ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

3.1 Alternativa Cero

La alternativa cero consiste en no llevar a cabo ninguna nueva actuación, lo que supondría mantener la zona desbastecida, tanto para riego como para las poblaciones. El estado del Campo de Cartagena sin proyecto, tendría consecuencias muy negativas en los ámbitos social y económico sobre todo, ya que la agricultura supone un pilar importante en la economía de la zona, así como el turismo, sectores que se verían gravemente afectados por la situación de escasez de agua.

A nivel medioambiental también tendría consecuencias negativas, ya que se produciría una sobreexplotación de los recursos hídricos subterráneos. Como medida para evitar esta consecuencia, se propondrían otras actuaciones como trasvases e infraestructuras que también generaría un gran deterioro medioambiental

3.2 Realización del Proyecto

La desaladora de agua de mar permitirá aportar recursos necesarios para alimentar la zona del Campo de Cartagena, liberando la sobreexplotación de los recursos subterráneos. La zona actualmente se encuentra en un estado de déficit hídrico, por las cada vez menores aportaciones del trasvase Tajo-Segura.

Se plantea la construcción de la desaladora porque el Campo de Cartagena posee grandes extensiones de regadío, además experimenta un gran crecimiento demográfico y tiene gran afluencia de turistas en verano, cuando los recursos son aún más escasos.

Los principales efectos ambientales que esta alternativa genera serán expuestos a lo largo de todo el anexo.

4. DESCRIPCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DE

En este apartado se estudiarán las interacciones de las acciones proyecto con los diferentes aspectos del medio, y los impactos que puedan producir, además se distinguirá entre las diferentes fases del proyecto: fase de ejecución de las obras y fase de explotación.

El resultado se representa en una matriz de identificación de impactos donde figuran las variables ambientales (aspectos del medio), las acciones de las diferentes fases y las interacciones.

4.1 Matriz general de identificación de impacto

Tabla 1: matriz general de identificación de impactos

Aspectos del medio		Medio físico							Medio Biótico			Clima	Paisaje	Medio socioeconómico					
		atmósfera		Geomorfología		Edafología	Hidrología							Población	productividad	Sist. Territorial	Patrimonio		
		Calidad del aire	Ruido	Terrestre	Marina	suelos	superficial	Subterránea	marina	Flora terrestre	Fauna terrestre	Biocenosis marina	Clima	terrestre	Población	Agricultura	ordenación	Arqueología	Patrimonio artístico
Fase de construcción	Excavaciones																		
	Dragados																		
	Movimientos de tierra																		
	Movimientos de maquinaria																		
	Transporte de materiales																		
	Generación de residuos																		
	Construcción instalaciones auxiliares																		
	Construcción obra civil																		
	Necesidad mano de obra																		
	Vertidos																		
Fase de explotación	Captación de agua de mar																		
	Vertido salmuera																		
	Aportación de agua desalada al sistema de abastecimiento																		
	Necesidad de mano de obra																		
	Presencia y funcionamiento de las instalaciones																		
	Riesgo accidental de vertidos																		

4.2 Caracterización cualitativa de impactos

Tabla 2: caracterización cualitativa de impactos

Descripción de impactos			Signo ^(*)	Extensión	Duración	Reversibilidad	Recuperabilidad	Carácter
Calidad aire	F.construcción	Emisión de polvo	(-)	Circundante	Temporal	Reversible	Fácil	Simple
		Emisión contaminantes	(-)	Localizado	Temporal	Reversible	Fácil	Simple
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Ruido	F.Construcción		(-)	Circundante	Temporal	Reversible	Fácil	Simple
	F.explotación		(-)	Circundante	Permanente	Reversible	Fácil	Simple
Geomorf. terrestre	F.construcción	Cambio morfología terreno	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Difícil	Simple
		Generación escombros	(-)	Localizado	Temporal	Reversible	Fácil	Simple
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Geomorf. marina	F.construcción	Cambio morfología	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Difícil	Simple
		Generación mat. excedente	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Media	Simple
	F.explotación		(-)	Localizado	Permanente	Irreversible	Media	Acumulativo
Suelos	F.construcción	Contaminación	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Media	Sinérgico
		Cambio estructura suelo	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Difícil	Acumulativo
		Compactación suelo	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Difícil	Simple
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Aguas superficiales	F.construcción	Vertidos contaminantes	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Media	Sinérgico
		Vertido sedimentos	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Media	Sinérgico
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Aguas subterráneas	F.construcción	Vulnerabilidad por obras	(-)	Localizado	Temporal	Reversible	Fácil	Simple
		Vertido contaminantes	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Difícil	Sinérgico
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Aguas marinas	F.construcción		(-)	Localizado	Temporal	Reversible	Fácil	Simple
	F.explotación	Vertido salmuera	(-)	Extenso	Permanente	Reversible	Media	Acumulativo
Flora terrestre	F.construcción	Deterioro	(-)	Circundante	Temporal	Reversible	Media	Simple
		Eliminación cubierta vegetal	(-)	Localizado	Permanente	Irreversible	Difícil	Simple
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Fauna terrestre	F.construcción	Destrucción hábitats	(-)	Localizado	Temporal	Irreversible	Difícil	Sinérgico
		Molestias	(-)	Circundante	Temporal	Reversible	Fácil	Acumulativo
	F.explotación		0	0	0	0	0	0

Descripción de impactos			Signo ^(*)	Extensión	Duración	Reversibilidad	Recuperabilidad	Carácter
Biocenosis marina	F.construcción	Eliminación comunidades	(-)	Circundante	Temporal	Irreversible	Difícil	Sinérgico
		Alteración fco-qca aguas	(-)	Circundante	Temporal	Reversible	Media	Sinérgico
	F.explotación		(-)	Extenso	Permanente	Reversible	Fácil	Sinérgico
Clima	F.construcción	Emisión CO ₂ (maquinaria)	(-)	Localizado	Temporal	reversible	Fácil	Simple
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Paisaje	F.construcción		(-)	Localizado	Permanente	Irreversible	Difícil	Simple
	F.explotación		(-)	Localizado	Permanente	Irreversible	Difícil	Simple
población	F.construcción	Molestias obras	(-)	Circundante	Temporal	Reversible	Fácil	Acumulativo
		Puestos de trabajo	(+)	Extenso	Temporal	0	0	Simple
	F.explotación	Puestos de trabajo	(+)	Extenso	Permanente	0	0	Sinérgico
		Abastecimiento agua	(+)	Circundante	Permanente	0	0	Sinérgico
agricultura	F.construcción		0	0	0	0	0	0
	F.explotación	Abastecimiento agua	(+)	Circundante	Permanente	0	0	Acumulativo
Ordenación	F.construcción		(-)	Localizado	Permanente	Irreversible	Difícil	Simple
	F.explotación							
arqueología	F.construcción		(x)	Localizado	Temporal	Irreversible	Difícil	simple
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Patrimonio artístico	F.construcción		0	0	0	0	0	0
	F.explotación		0	0	0	0	0	0
Vías pecuarias	F.construcción		(x)	Localizado	Temporal	Reversible	Fácil	Simple
	F.explotación		(x)	Localizado	Permanente	Irreversible	Media	Simple

^(*)(-): impacto negativo

(+): Impacto positivo

(x): no se tienen suficientes evidencias y/o se necesita hacer un estudio más exhaustivo para conocer mejor el impacto

4.3 Evaluación de impactos

Una vez conocidos los impactos y caracterizados, se han de evaluar y cuantificar numéricamente para calcular el Impacto Global del Proyecto. Para la cuantificación numérica se ha de asignar un valor a impacto. Los valores se encuentran en una escala de valores (tabla 3) y van de -5 a 5, desde los impactos que producen efectos negativos a los positivos:

Tabla 3: valoración cualitativa de los impactos

	Valor cualitativo	Valor numérico
Impactos Negativos	Crítico	-5
	Severo	-4
	Moderado-Severo	-3
	Moderado	-2
	Compatible-moderado	-1
	Compatible	0
Impactos Positivos	Favorable	1
	Muy Favorable	2
	Beneficioso	3
	Muy Beneficioso	4
	Óptimo	5

Tabla 4: valoraciones parciales y global del impacto

Impactos			Valor numérico	Factor Ponderación	Valor Impacto
Calidad aire	F.construcción	Emisión de polvo	-2	5%	-0,1
		Emisión contaminantes	-2		
	F.explotación		-		
Ruido	F.Construcción		-1	5%	-0,075
	F.explotación		-2		
Geomorf. terrestre	F.construcción	Cambio morfología terreno	-1	2,5%	-0,025
		Generación escombros	-1		
	F.explotación		-		
Geomorf. marina	F.construcción	Cambio morfología	-2	2,5%	-0,025
		Generación mat. excedente	-1		
	F.explotación		0		
Suelos	F.construcción	Contaminación	-2	3,5%	-0,046
		Cambio estructura suelo	-1		
		Compactación suelo	-1		
	F.explotación		-		
Aguas superficiales	F.construcción	Vertidos contaminantes	-3	3,5%	-0,0875
		Vertido sedimentos	-2		
	F.explotación		-		
Aguas subterráneas	F.construcción	Vulnerabilidad por obras	-2	7,5%	-0,1875
		Vertido contaminantes	-3		
	F.explotación		-		
Aguas marinas	F.construcción		-2	7%	-0,175
	F.explotación	Vertido salmuera	-3		

Impactos			Valor numérico	Factor ponderación	Valor impacto
Flora terrestre	F.construcción	Deterioro	0	7,5%	-0,1125
		Eliminación cubierta vegetal	-3		
	F.explotación		-		
Fauna terrestre	F.construcción	Destrucción hábitats	-4	7,5%	-1,1875
		Molestias	-1		
	F.explotación		-		
Biocenosis marina	F.construcción	Eliminación comunidades	-4	10	-0,26
		Alteración fco- qca aguas	-3		
	F.explotación		-1		
Clima	F.construcción	Emisión CO ₂ (maquinaria)	0	2,5%	-0,0375
	F.explotación		-		
Paisaje	F.construcción		-2	3,5%	0,0525
	F.explotación		-1		
población	F.construcción	Molestias obras	-1	10%	0,9
		Puestos de trabajo	3		
	F.explotación	Puestos de trabajo	3		
		Abastecimiento agua	4		
agricultura	F.construcción		-	7,5%	0,3
	F.explotación	Abastecimiento agua	4		
Ordenación	F.construcción		-1	2,5%	-0,025
	F.explotación		-1		
arqueología	F.construcción		-1	2,5%	-0,025
	F.explotación		-		
Patrimonio artístico	F.construcción		-	2,5%	-
	F.explotación		-		
Vías pecuarias	F.construcción		-1	7,5%	-0,075
	F.explotación		-1		
Impacto global del proyecto					1,2

Para calcular el impacto global del proyecto, se ha calculado la media de los impactos de cada aspecto del medio y se ha ponderado según la importancia de cada aspecto, así se obtiene un valor ponderado de impacto para cada aspecto del medio. Estos valores se suman y se obtiene el Impacto Global del Proyecto, que tiene un valor de 1,2, cuya calificación es de compatible-moderado.

5. MEDIDAS

Para disminuir el efecto que los impactos provocan en el medio se prevé un plan de medidas tanto preventivas (destinadas a prevenir o minimizar los impactos) y correctores (aquellas que una vez producido el impacto, intentan reducir sus efectos)

5.1 Medidas preventivas

5.1.1 De carácter general

- Marcaje del área afectada por la obra
- Cumplimiento de los requerimientos técnicos de los equipos mecánicos
- Aplicación de buenas prácticas ecológicas relativas al tratamiento de los materiales y de los elementos que intervienen en la obra.
- Gestión de todos los residuos sólidos y líquidos producidos durante las obras y durante la fase de funcionamiento.

5.1.2 Sobre el medio físico

- Entrada del efluente al mar evitando el contacto con el sedimento.
- Riego de la calzada de rodadura de la maquinaria y sistema foliar.
- Insonorizados en sus elementos principales (silenciadores) y materiales de construcción aislantes sobre los elementos emisores de origen mecánico
- Control de los niveles de emisión e inmisión sonora de la maquinaria e instalaciones.
- Limpieza de los terrenos durante la fase de construcción.
- Características adecuadas del sistema de dragado y extracción tanto del material que conforma el afloramiento rocoso como el sustrato blando Que provoquen la menor resuspensión posible de sedimentos al medio
- Adoptar medidas de acondicionamiento del terreno durante la excavación de zanjas y colocación de tuberías, movimiento de tierras y construcción de la planta desaladora
- Evitar la ocupación de dominio público hidráulico
- Gestión de las aguas sanitarias que se produzcan en las instalaciones.
- Elaboración de un Plan de Emergencia que contemple el modo de proceder en el caso de que se produzcan vertidos accidentales

5.1.3 Sobre el medio biótico

- Mantenimiento y potenciación de la vegetación de la zona.
- Evitar las obras durante los períodos de cría y nidificación de la avifauna, comprendidos entre marzo y agosto.
- Disminuir la velocidad de los vehículos.
- Restauración vegetal en las áreas afectadas por las obras (restauración del ecosistema)

5.1.4 Sobre el clima

- Utilización de maquinaria adecuada para minimizar las emisiones de CO₂

5.1.5 Sobre el paisaje

- Localización de un parque de maquinaria.

5.1.6 Sobre el medio socioeconómico

- Control de posibles hallazgos de restos en yacimientos no catalogados

- Campaña de información a la población sobre las actividades de obra a realizar.
- Estudio del emplazamiento de las infraestructuras temporales y del acceso a obras, con objeto a minimizar las molestias por ruido sobre la población.

5.2 Medidas correctoras

5.2.1 Sobre el medio físico

- Descompactación de caminos nuevos de tierra utilizados, una vez finalizadas las obras.
- Limpieza y restitución de los suelos contaminados, en caso de producirse un derrame accidental de productos químicos o salmuera.
- Limpieza y restitución de los suelos contaminados, en caso de producirse un derrame accidental de productos químicos o salmuera.
- Restitución de la superficie afectada por las excavaciones tras la finalización de las obras

5.2.2 Sobre el medio biótico

- Sustitución de los sistemas de protección que hayan sufrido deterioro.
- Minimizar la contaminación lumínica de las instalaciones.
- Mantenimiento de las actuaciones de revegetación.

5.2.3 Sobre el paisaje

- Reducir el impacto visual de los acabados de las obras, en las restauraciones y construcciones
- Continuar con las permanencias formales del espacio y garantizar una buena inserción paisajística.
- Integración en el paisaje del edificio de la desaladora, el depósito y la estación de impulsión.

6 PROGRAMA DE VIGILANCIA AMBIENTAL

El Programa de Vigilancia Ambiental (PVA) se realiza para evaluar la aplicación de las medidas preventivas y correctoras y verificar que se realizan correctamente que son eficaces. Además el PVA sirve para analizar el grado de ajuste entre el impacto que teóricamente generará la actuación, y el impacto real producido durante la ejecución de la obra o durante la fase de funcionamiento. Para ello se realizarán una serie de acciones y controles:

6.1 Durante la realización de la obra

- El equipo de asistencia técnica medioambiental verificará que la ejecución de la obra se ajusta al EsIA
- Supervisión del trazado de los caminos de la obra.
- Control de la ubicación y uso que se haga de instalaciones, almacenes y maquinaria de obra. Emisiones de ruido y gases de combustión se ajustarán a la normativa.
- Control del abastecimiento de agua en la obra. Vigilar que el consumo de agua se ajuste a las necesidades reales y no se desaprovecha agua de forma innecesaria.

- Control de las obras de drenaje superficial. Se vigilará que durante el movimiento de tierras y construcción de los elementos del proyecto, no se produzcan modificaciones sustanciales de las redes y sistemas de drenaje natural. Se vigilará la correcta ejecución de las obras de drenaje.
- Control de la contaminación de aguas subterráneas y superficiales. En el caso de que se produzcan se determinará su importancia.
- Vigilancia del patrimonio histórico-artístico y comprobar la no aparición de elementos arqueológicos.
- Control de los materiales utilizados en el proyecto.
- Vigilancia de las operaciones de plantación de vegetación, y seguimiento y control de las mismas.
- Alertar al personal que esté aplicando incorrectamente las medidas. E identificación de: la actuación causante del impacto, elemento del medio afectado, medidas adoptadas para la minimización de las afecciones.

6.2 Durante la fase de explotación

- Seguimiento detallado de las labores de siembra, plantación y mantenimiento.
- Control de la gestión, destino y retirada de residuos de lubricantes, combustibles y otros productos químicos utilizados en las instalaciones.
- Inspección del tramo sumergido de la conducción y de sus principales elementos en lo referente a posibles roturas, corrimientos, fisuras y descalces de las tuberías.
- Muestreo del efluente: determinación de los equipos, lugares, frecuencia y parámetros de muestreo.
- Calibrar y validar el modelo de dilución del vertido. Realización de muestreos mensuales.
- Control de la calidad del medio receptor del efluente.
- Muestras de sedimento superficial, análisis físico-químico y biológico. Determinación de las estaciones de muestreo (3 estaciones sobre la misma cota batimétrica. Una en la zona de influencia directa del vertido (a distancia <20 m). Otra a unos 50 m en el sentido de la corriente predominante. Otra a unos 100 m fuera del área de influencia.
- Seguimiento de la influencia del vertido hipersalino sobre las praderas de *P. oceánica* y su evolución.

Además el Plan de Vigilancia Ambiental contempla y controla la emisión de informes. Durante la obra se emitirán informes quincenales, cuyo contenido será: propuestas y recomendaciones que se estimen necesarias. Desbroce y eliminación de la cubierta vegetal en la zona de actuación, así como la recuperación y mantenimiento de tierra vegetal. Actuaciones relativas al mantenimiento de la permeabilidad territorial en carreteras y viales. Actuaciones en relación con la protección del sistema hidrológico. Actuaciones en relación con la protección de ecosistemas. Residuos procedentes del mantenimiento de la maquinaria y su gestión. Residuos derivados del funcionamiento y mantenimiento de las instalaciones. Señalización de las zonas a proteger, estado de la misma y labores de reposición si fuese necesario. Disposición de la vegetación implantada y labores de mantenimiento. Nuevos problemas ambientales detectados y medidas adoptadas.

Se emitirá un informe especial cuando se presenten circunstancias o sucesos excepcionales. Y en el caso de que sea necesario se replanteará el PVA.

7. RESUMEN Y CONCLUSIONES

El proyecto consiste en la construcción de una desaladora de agua de mar, la cual producirá 60.000 m³ de agua tratada al día. La planta se situará en el Campo de Cartagena, más concretamente en Cartagena. La construcción de esta desaladora es necesaria puesto que existe un gran déficit hídrico en la zona, y las aportaciones del trasvase Tajo-Segura cada vez son menores. El agua producida será utilizada para abastecimiento de las poblaciones (que están en crecimiento) y para la Comunidad de Regantes del Campo de Cartagena, donde principalmente hay agricultura de regadío.

En el caso de no llevar a cabo el proyecto, la zona seguiría sufriendo déficit hídrico, lo que conllevaría grandes consecuencias socioeconómicas (para la población y para la agricultura que supone un pilar básico de la economía de la zona). Además también tendría consecuencias negativas medioambientales.

La planta producirá una serie de impactos en los diferentes aspectos del medio, producidos por las acciones que se llevarán a cabo tanto en la fase de construcción como en la de explotación. Los impactos más destacables son: la afección al medio marino (tanto la geomorfología como la hidrología y la biocenosis) y al terreno (cambio morfología, deterioro de la vegetación, destrucción de ecosistemas...), sin olvidar de los impactos positivos a la agricultura y a la población.

Cada uno de los impactos parciales se caracteriza y valoras cualitativa y cuantitativamente, ponderando en función de la importancia de cada aspecto del medio. Una vez obtenido los valores de cada impacto parcial ponderado, se suma y se obtiene el valor del Impacto Global del Proyecto que es compatible-moderado.

Para disminuir aún más los impactos que las acciones provocan en el medio, y para evitar que se produzcan otros, se prevé un plan de medidas correctoras y preventivas. Dentro de estas medidas se diferencias las que se llevan a cabo durante la fase de construcción y la fase de explotación, además para cada aspecto del medio se aplicaran unas medidas u otras.

Para verificar que el plan de medidas se lleva a cabo correctamente, y que realmente las medidas son efectivas, se diseña un Plan de Vigilancia Ambiental, en el cual se contemplan una serie de acciones y controles a lo largo de toda la construcción del proyecto y de toda la fase de explotación de la planta. Gracias a este PVA, también se controla que no se produzcan otros impactos que no se hayan contemplado previamente en el EsIA.

En efecto alteración de cualquier tipo del medio ya sea biótico o abiótico, genera algún tipo de impacto, pero es necesario valorar mediante un riguroso método la afección que dichos impactos pueden tener. Además gracias a las medidas correctoras y preventivas y al buen diseño de un PVA, los impactos se ven claramente disminuidos, haciendo totalmente compatible llevar a cabo muchos proyectos.

ANEXO IV

ESTUDIO ECONÓMICO

ÍNDICE

4.1 INTRODUCCIÓN	5
4.2 COSTES DE INVERSIÓN	5
4.3 COSTES FIJOS	5
4.3.1 Costes de personal	5
4.3.2 Costes de mantenimiento	6
4.3.3 Costes de término de potencia	6
4.3.4 Costes de control medioambiental	6
4.3.5 Otros costes	7
4.3.6 Resumen costes fijos	7
4.4 COSTES VARIABLES	8
4.4.1 Energía	8
4.4.2 Dosificación de reactivos	8
4.4.3 Limpieza	9
4.4.4 Recambios	9
4.4.5 Resumen costes variables	9
4.5 CÁLCULO DEL COSTE DEL m³	10

ÍNDICE FIGURAS

4.3 COSTES FIJOS.....	5
Figura 1.1: Distribución de los costes fijos.....	6
4.4 COSTES VARIABLES	8
Figura 1.2: Distribución de los costes variables.....	9

INDICE TABLAS

4.2 COSTES DE INVERSIÓN	5
Tabla 1.1: Costes de Inversión.....	5
4.3 COSTES FIJOS	5
Tabla 1.2: Costes de personal.....	5
Tabla 1.3: Costes de mantenimiento.....	5
Tabla 1.4: Coste de reposición de ósmosis.....	6
Tabla 1.5: Coste término fijo de potencia.....	6
Tabla 1.6: Costes de control medioambiental.....	6
Tabla 1.7: Otros costes.....	7
Tabla 1.8: Resumen de costes fijos.....	7
4.4 COSTES VARIABLES	8
Tabla 1.9: Costes de energía.....	8
Tabla 1.10: Costes de dosificación de reactivos.....	8
Tabla 1.11: Costes de limpieza de UF.....	9
Tabla 1.12: Costes de limpieza de ósmosis.....	9
Tabla 1.13: Costes de recambio.....	9
Tabla 1.14: Resumen de costes variables.....	9
4.5 CÁLCULO DEL COSTE DEL m³	10
Tabla 1.15: Cálculo del coste de m3.....	10

4.1 INTRODUCCIÓN

En el presente apartado se va a proceder a realizar un análisis de los costes e inversiones necesarias para construir y explotar la instalación así como la repercusión de los mismos en el coste del metro cubico de agua obtenido.

4.2 COSTES DE INVERSIÓN

Los costes de inversión estimados para una planta desaladora de esta magnitud, teniendo en cuenta la obra civil y los equipos necesarios, se pueden aproximar a una cantidad de 600 €/m³día, según datos proporcionados por el departamento de ingeniería aplicada de Sadyt. De esta manera los costes de inversión serian:

Tabla 1.1: Costes de Inversión

Coste total:	600 €/m ³ día x 60.000 m ³ /día =	36.660.000 €
--------------	---	---------------------

	Repercusión	Coste (€)	Periodo Amortización	Amortización (€/año)
Obra civil	20%	7.332.000	30 años	244.400
Equipos	80%	29.328.000	15 años	1.955.200
TOTAL				2.199.600

La amortización de la obra civil y los equipos se llevará a cabo de manera lineal, siguiendo el período fijado en la tabla anterior.

4.3 COSTES FIJOS

Los costes fijos son aquellos que permanecen constantes a lo largo del tiempo y engloban: gastos de personal, mantenimiento, término de potencia, gastos de control medioambiental y otros gastos relacionados.

4.3.1 Costes de personal

Tabla 1.2: Costes de personal

Personal	Coste unitario (€/año)	Núm.	Total
jefe de planta	61000	1	61.000
subjefe de planta	45000	1	45.000
oficial	26000	1	26.000
jefe laboratorio	40000	1	40.000
operadores	26000	15	390.000
auxiliares laboratorio	19000	3	57.000
administrativo	24000	3	72.000
TOTAL		23	658.000

4.3.2 Costes de mantenimiento

Los costes de mantenimiento se obtienen a partir de un porcentaje medio, calculado para los primeros 3 años de explotación, aplicado sobre la inversión inicial de cada concepto.

Tabla 1.3: Costes de mantenimiento

	inversión inicial	Porcentaje	Coste (€/año)
equipos mecánicos	20.000.000	1.95 %	130.000
equipos eléctricos	5.000.000	0.73 %	21.000
obra civil	12.000.00	0.64 %	20.400
TOTAL			171.400

Dentro de los costes de mantenimiento se engloban los costes de reposición anual de membranas de ósmosis:

Tabla 1.4: Coste de reposición de ósmosis

Nº de membranas por bastidor	Coste unitario	% de reposición	Nº de bastidores	Coste (€/año)
714	350	12	6	179.928

4.3.3 Costes de término de potencia

El término de potencia de facturación eléctrica se considera como un coste fijo, debido a que no depende del régimen de funcionamiento de las instalaciones, y por tanto, tampoco del caudal tratado. Es función de la potencia contratada y la demandada por el usuario.

Las bases de partida para los cálculos y consideraciones realizadas, se encuentran establecidas en la Orden ITC/3519/2009, de 28 de diciembre.

Tabla 1.5: Coste término fijo de potencia

Término fijo de potencia (Kw)	€/kW (año)	Coste (€/año)
10379	20,64	214.223

4.3.4 Costes de control medioambiental

Los gastos de control medioambiental son aquellos destinados a analizar y controlar el correcto funcionamiento de la planta y sus afecciones a medio.

Tabla 1.6: Costes de control medioambiental

Parámetros	Coste (€/año)
control de posidonia	30.000
seguimiento y redacción I	
control de dispersión de vertidos	
control integridad emisario	
análisis agua	
exámenes control agua	

4.3.5 Otros costes

En este apartado se recogen aquellos costes que por su naturaleza no pueden ser englobados en los apartados anteriores, como costes de administración, seguros y varios.

Tabla 1.7: Otros costes

Concepto	Coste (€/año)
Gastos de oficina	2500
Asesoría	3500
Seguros	8500
Seguridad y salud	4500
Transporte	6000
TOTAL	25.000

4.3.6 Resumen de costes fijos

Tabla 1.8: Resumen de costes fijos

Concepto	Coste (€/año)	Incidencia (%)
Costes de personal	658.000	51,5
Costes de mantenimiento	351.328	27
Término de potencia	214.223	17
Costes medioambientales	30.000	2,5
Otros costes	25.000	2
TOTAL	1.278.551	



Figura 1.1: Distribución de los costes fijos

4.4 COSTES VARIABLES

Se consideran costes variables aquellos que dependen solamente del caudal de agua tratado y, de manera general, se van a desglosar en los siguientes conceptos:

- Término de Energía
- Dosificación de Reactivos
- Recambios

4.4.1 Energía

El Término de energía es función de la energía consumida y medida por el contador, que a su vez depende del caudal tratado por las instalaciones, motivo por el cual se considera un coste variable. El coste del Kw hora se ha establecido en 0,076€/kwh. Este es un coste orientativo proporcionado por Sadyt. Para obtener la tarifa real es necesario un estudio tarifario en detalle que se encuentra fuera del ámbito de este proyecto.

Tabla 1.9: Costes de energía

Concepto	Unidades instaladas	Pot. Absorbida total (Kw)	Tiempo funcionamiento	Consumo diario (Kwh)	Coste anual (€)
Captación	3+1	1.500	24	36.000	
Bombas de baja	6	858	24	20.592	
Bombas de alta	6	6.762	24	162.288	
Bombas de limpieza	7	195,3	-	1.166,1	
Bombas de agua producto	3	555	24	720	
Otros	-	-	-	22.686,9	
Subtotal				243.453	
Margen de seguridad				4 %	
TOTAL				253.192	7.023.740

4.4.2 Dosificación de reactivos

Se determina a continuación tanto la cantidad de reactivos a dosificar para favorecer el tratamiento y la calidad del agua desalada, como los consumos exigidos para la limpieza de las membranas.

Tabla 1.10: Costes de dosificación de reactivos

Pretratamiento químico	consumo (mes/l)	coste (€/l)	anual (€)
antiincrustante	54.020	2,6	140.452
ácido sulfúrico	267.895	0,092	24.646
NaClO	678.221	0,156	105.802
FeCl3	139.707,3	0,0152	2.123

Na ₂ S ₂ O ₅	111.146,71	0,4	44.459
TOTAL			317.481

4.4.3 Limpieza

Dentro del apartado de limpieza se incluye la limpieza de las membranas de UF y de ósmosis.

Tabla 1.11: Costes de limpieza de UF

Coste limpieza UF	consumo (kg/mes)	Coste (€/kg)	Total mes (€)	Anual (€)
NaOCl	13.530	0,16	2.164,8	25.977,6
HCl	3.185	0,08	254,8	3.057,6
NaOH	161	0,24	38,64	463,68
TOTAL				29.499

El coste de limpieza de las membranas de ósmosis se calcula a través de una aproximación de coste por metro cúbico tratado, proporcionada por Sadyt.

Tabla 1.12: Costes de limpieza de ósmosis

Coste limpieza membranas de ósmosis	Caudal mes (m ³)	Coste(€/m ³)	total mensual (€)	Total Anual (€)
	1.800.000	0,0033	5.940	71.280

4.4.4 Recambios

En este apartado se indican los costes asociados a la reposición anual de los distintos tipos de filtro:

Tabla 1.13: Costes de recambio

Concepto	Nº de filtros	Coste unitario(€)	Recambio	Coste anual (€)
Recambio filtros de cartucho	310	12,5	2 veces al año	7.750
Recambio filtros UF	1.204	1.400	5%	84.280
TOTAL				92.030

4.4.5 Resumen de costes variables

Tabla 1.14: Resumen de costes variables

Concepto	Coste anual (€)	Incidencia
Energía consumida	7.023.740	93,2
Pretratamiento químico	317.481	4,3
Limpieza	100779	1,3
Recambios	92.030	1,2
TOTAL	7.534.030	

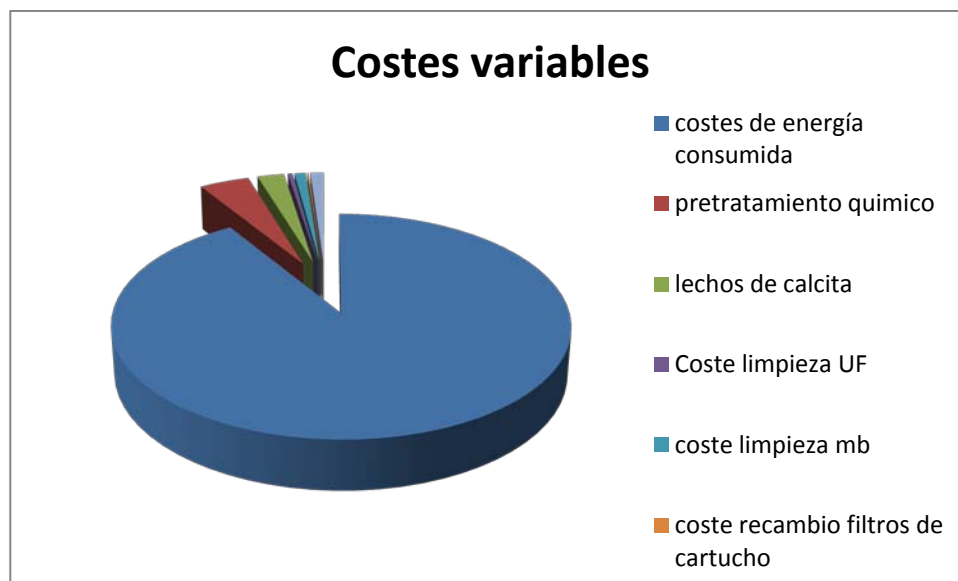


Figura 1.2: Distribución de los costes variables

4.5 CALCULO DEL COSTE DEL m³

Para el cálculo del coste del m³ de agua se ha tenido en cuenta los costes totales anuales (amortización de las instalaciones, costes fijos y costes variables). La suma de todos los costes da un total de:

Tabla 1.15: Cálculo del coste de m³

Concepto	Coste anual (€)
Costes amortización	2.199.600
Costes fijos	1.278.551
Costes variables	7.534.030
TOTAL	11.012.181

Como la producción de agua desalada al año es de 21.900.000 m³, el coste del agua en esta planta se estima en aproximadamente 0,51 €/m³.

ANEXO V

SIMULACIONES ÓSMOSIS INVERSA

ÍNDICE

5.1 SIMULACIÓN A 24 °C.....	3
5.1.1 0 Años envejecimiento.....	3
5.1.2 1 Año envejecimiento.....	6
5.1.3 3 Años envejecimiento.....	9
5.2 SIMULACIÓN A 20 °C.....	12
5.2.1 0 Años envejecimiento.....	12
5.2.2 1 Año envejecimiento.....	15
5.2.3 3 Años envejecimiento.....	18
5.3 SIMULACIÓN A 14 °C.....	21
5.3.1 0 Años envejecimiento.....	21
5.3.2 1 Año envejecimiento.....	24
5.3.3 3 Años envejecimiento.....	27

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	60.5 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	24.0 C(75F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	0.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	1.00
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.01	59.1 0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.581	0.0	881.3	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	1.872	0.2	2840.3	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	73.277	3.2	23148.8	1006.5
K	653.7	16.8	653.7	16.8	4.689	0.1	1184.7	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.007	0.0	10.540	0.2
CO3	19.9	0.7	19.9	0.7	0.011	0.0	36.3	1.2
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	1.322	0.0	248.4	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	3.688	0.1	4997.0	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	120.174	3.4	40675.7	1147.4
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.005	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.016	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.762		8.29	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.54		0.54		0.54		0.54	
TDS	40811.9		40811.1		206.4		74033.1	
pH	8.1		8.1		6.6		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	23%	23%	48%
SrSO4 / Ksp * 100:	17%	17%	35%
BaSO4 / Ksp * 100:	543%	543%	1120%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.29	1.29	2.36
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.32	0.31	1.34
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	30.0 bar	30.0 bar	54.4 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	60.5	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	24.0	C(75F)		%
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	0.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	1.00
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:					15.7	lm2hr	Tipo de Alimentación:			Agua de mar - toma abierta			
Etap	Perm.	Caudal/tubo		Flux		Beta	Conc.&Contra.			Elemento	Elem.	Arreglo	
	Caudal	Alim.	Conc.				Presiones			Tipo	Nº		
	m3/hr	m3/hr	m3/hr	l/m2-hr			bar	bar					
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7		1.01	59.1	0.0		SWC5	4284	612x7	
etapa	Elem	Alim.	Pres	Perm	Perm	Beta	Perm	Conc.		Saturación en Concentrado			
	Nº	pres	gota	flujo	Flux		sal	osm	CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	
		Bar	Bar	m3/hr	l/m2h		SDT	pres				Lang.	
							(ppm)						
1-1	1	60.5	0.3	1.2	33.4	1.05	71.6	34.7	27	20	649	0	2.0
1-1	2	60.2	0.2	0.9	25.4	1.04	87.3	39.5	32	24	758	0	2.1
1-1	3	60.0	0.2	0.7	18.5	1.03	105.8	43.8	36	27	861	0	2.1
1-1	4	59.8	0.2	0.5	13.3	1.02	126.8	47.6	40	30	951	0	2.2
1-1	5	59.6	0.2	0.3	8.8	1.02	151.3	50.5	43	32	1022	0	2.2
1-1	6	59.4	0.2	0.2	6.2	1.02	177.8	52.7	46	34	1077	0	2.3
1-1	7	59.3	0.1	0.2	4.3	1.01	205.7	54.4	48	35	1120	0	2.3
Etap	NDP												
	bar												
1-1	17.8												

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	60.5 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	24.0 C(75F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	0.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	1.00
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 l/m2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.36)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	61.3 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	24.0 C(75F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	1.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.93
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.01	59.9	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.635	0.0	881.3	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	2.047	0.2	2840.1	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	80.142	3.5	23143.2	1006.2
K	653.7	16.8	653.7	16.8	5.128	0.1	1184.4	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.008	0.0	10.539	0.2
CO3	19.9	0.7	19.9	0.7	0.012	0.0	36.3	1.2
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	1.446	0.0	248.3	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	4.034	0.1	4996.7	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	131.432	3.7	40666.5	1147.2
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.006	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.017	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.832		8.23	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.54		0.54		0.54		0.54	
TDS	40811.9		40811.1		225.7		74017.3	
pH	8.1		8.1		6.6		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	23%	23%	48%
SrSO4 / Ksp * 100:	17%	17%	35%
BaSO4 / Ksp * 100:	543%	543%	1120%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.29	1.29	2.36
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.32	0.31	1.34
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	30.0 bar	30.0 bar	54.4 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	61.3	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	24.0	C(75F)		%
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	1.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	0.93
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:					15.7	Im2hr	Tipo de Alimentación:			Agua de mar - toma abierta			
Etap	Perm.	Caudal/tubo		Flux		Beta	Conc.&Contra.			Elemento	Elem.	Arreglo	
	Caudal	Alim.	Conc.				Presiones			Tipo	Nº		
	m3/hr	m3/hr	m3/hr	l/m2-hr			bar	bar					
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7		1.01	59.9	0.0		SWC5	4284	612x7	
etapa	Elem	Alim.	Pres	Perm	Perm	Beta	Perm	Conc.		Saturación en Concentrado			
	Nº	pres	gota	flujo	Flux		sal	osm	CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	Lang.
		Bar	Bar	m3/hr	l/m2h		SDT	pres					
							(ppm)						
1-1	1	61.3	0.3	1.2	32.2	1.05	81.2	34.5	27	20	644	0	2.0
1-1	2	61.0	0.2	0.9	24.9	1.04	98.1	39.1	32	23	750	0	2.1
1-1	3	60.8	0.2	0.7	18.6	1.03	117.9	43.4	36	27	851	0	2.1
1-1	4	60.6	0.2	0.5	13.5	1.02	140.5	47.2	40	30	942	0	2.2
1-1	5	60.4	0.2	0.3	9.3	1.02	166.7	50.2	43	32	1015	0	2.2
1-1	6	60.2	0.2	0.2	6.6	1.02	195.0	52.5	46	34	1074	0	2.3
1-1	7	60.1	0.1	0.2	4.8	1.01	225.0	54.4	48	35	1120	0	2.3
Etap	NDP												
	bar												
1-1	18.7												

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	61.3 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	24.0 C(75F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	1.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.93
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 l/m2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.36)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto: desalacion Caudal de Permeado: 60000.00 m3/d
 Caudal bomba alta pres: 5555.6 m3/hr Caudal agua cruda: 133333.3 m3/d
 Presión Alim.: 63.3 bar Recuperación: 45.0 %
 Temp. Agua Alim.: 24.0 C(75F)
 pH Agua Alim.: 8.1 Edad de las Membranas: 3.0 años
 Dosis Químico, ppm (100%): 0.0 NaOH Disminución flux %/año: 7.0
 Fouling factor: 0.80
 Incremento paso sales, %/año: 10.0

Flux promedio: 15.7 lm2hr Tipo de Alimentación: Agua de mar - toma abierta

Etap	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.01	61.8	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.743	0.0	881.2	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	2.395	0.2	2839.9	233.7
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	93.732	4.1	23132.0	1005.7
K	653.7	16.8	653.7	16.8	5.997	0.2	1183.6	30.3
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.009	0.0	10.538	0.2
CO3	19.9	0.7	19.9	0.7	0.014	0.0	36.3	1.2
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	1.691	0.0	248.1	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	4.719	0.1	4996.1	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	153.721	4.3	40648.2	1146.6
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.007	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.020	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.968		8.12	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.54		0.54		0.54		0.54	
TDS	40811.9		40811.1		264.0		73986.0	
pH	8.1		8.1		6.7		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	23%	23%	48%
SrSO4 / Ksp * 100:	17%	17%	35%
BaSO4 / Ksp * 100:	543%	543%	1120%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.29	1.29	2.36
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.32	0.31	1.34
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	30.0 bar	30.0 bar	54.4 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	63.3	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	24.0	C(75F)		%
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	3.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	0.80
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:					15.7	Im2hr	Tipo de Alimentación:			Agua de mar - toma abierta			
Etap	Perm.	Caudal/tubo		Flux		Beta	Conc.&Contra.			Elemento	Elem.	Arreglo	
	Caudal	Alim.	Conc.				Presiones			Tipo	Nº		
	m3/hr	m3/hr	m3/hr	l/m2-hr			bar	bar					
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7		1.01	61.8	0.0		SWC5	4284	612x7	
etapa	Elem	Alim.	Pres	Perm	Perm	Beta	Perm	Conc.		Saturación en Concentrado			
	Nº	pres	gota	flujo	Flux		sal	osm	CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	Lang.
		Bar	Bar	m3/hr	l/m2h		SDT	pres					
							(ppm)						
1-1	1	63.3	0.3	1.1	30.2	1.05	101.5	34.2	27	20	637	0	2.0
1-1	2	63.0	0.3	0.9	24.1	1.04	120.6	38.5	31	23	736	0	2.1
1-1	3	62.7	0.2	0.7	18.6	1.03	142.9	42.7	35	26	834	0	2.1
1-1	4	62.5	0.2	0.5	14.0	1.02	168.3	46.5	39	29	924	0	2.2
1-1	5	62.3	0.2	0.4	10.1	1.02	197.5	49.6	43	32	1001	0	2.2
1-1	6	62.1	0.2	0.3	7.4	1.02	229.3	52.2	45	34	1066	0	2.3
1-1	7	62.0	0.1	0.2	5.5	1.02	263.3	54.3	48	35	1119	0	2.3
Etap	NDP												
	bar												
1-1	20.7												

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	63.3 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	24.0 C(75F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	3.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.80
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 l/m2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.36)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	61.2 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	20.0 C(68F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	0.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	1.00
		Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta
----------------	------------	-----------------------	----------------------------

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.01	59.8	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.489	0.0	881.4	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	1.574	0.1	2840.5	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	61.652	2.7	23158.3	1006.9
K	653.7	16.8	653.7	16.8	3.945	0.1	1185.3	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.006	0.0	10.541	0.2
CO3	17.2	0.6	17.2	0.6	0.008	0.0	31.2	1.0
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	1.112	0.0	248.5	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	3.102	0.1	4997.5	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	101.110	2.9	40691.3	1147.9
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.005	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.013	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.633		8.39	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.59		0.59		0.59		0.59	
TDS	40811.9		40808.3		173.6		74054.9	
pH	8.1		8.1		6.5		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	23%	23%	49%
SrSO4 / Ksp * 100:	17%	17%	36%
BaSO4 / Ksp * 100:	608%	609%	1255%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.20	1.18	2.25
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.25	0.24	1.25
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	29.6 bar	29.6 bar	53.7 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	61.2	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	20.0	C(68F)		%
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	0.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	1.00
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:	15.7	lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta
----------------	------	-------	-----------------------	----------------------------

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.01	59.8	0.0	SWC5	4284	612x7

etapas	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en SrSO4	Concentrado BaSO4	SiO2	Lang.
1-1	1	61.2	0.3	1.2	31.4	1.05	64.1	33.9	28	21	719	0	1.9
1-1	2	60.9	0.2	0.9	24.6	1.04	77.0	38.4	32	24	834	0	1.9
1-1	3	60.6	0.2	0.7	18.6	1.03	91.9	42.5	37	27	946	0	2.0
1-1	4	60.4	0.2	0.5	13.8	1.02	109.0	46.3	41	30	1048	0	2.1
1-1	5	60.2	0.2	0.4	9.6	1.02	128.8	49.3	44	33	1132	0	2.1
1-1	6	60.1	0.2	0.3	6.9	1.02	150.3	51.8	47	35	1200	0	2.1
1-1	7	59.9	0.1	0.2	5.0	1.01	173.1	53.7	49	36	1255	0	2.2

Etapas	NDP bar
1-1	19.1

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	61.2 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	20.0 C(68F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	0.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	1.00
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.25)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	62.2 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	20.0 C(68F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	1.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.93
		Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta
----------------	------------	-----------------------	----------------------------

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.01	60.7	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.535	0.0	881.4	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	1.723	0.1	2840.4	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	67.461	2.9	23153.5	1006.7
K	653.7	16.8	653.7	16.8	4.317	0.1	1185.0	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.006	0.0	10.540	0.2
CO3	17.2	0.6	17.2	0.6	0.008	0.0	31.2	1.0
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	1.217	0.0	248.5	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	3.395	0.1	4997.2	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	110.638	3.1	40683.5	1147.6
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.005	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.015	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.691		8.34	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.59		0.59		0.59		0.59	
TDS	40811.9		40808.3		190.0		74041.5	
pH	8.1		8.1		6.5		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	23%	23%	49%
SrSO4 / Ksp * 100:	17%	17%	36%
BaSO4 / Ksp * 100:	608%	609%	1255%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.20	1.18	2.25
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.25	0.24	1.25
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	29.6 bar	29.6 bar	53.7 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	62.2 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	20.0 C(68F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	1.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.93
		Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:					15.7 l/m2hr	Tipo de Alimentación:				Agua de mar - toma abierta			
Etap	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr Conc. m3/hr		Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar bar			Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo		
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.01	60.7	0.0		SWC5	4284	612x7		
etapa	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en Concentrado SrSO4 BaSO4 SiO2 Lang.			
1-1	1	62.2	0.3	1.1	30.4	1.05	72.6	33.8	27	20	715	0	1.9
1-1	2	61.9	0.3	0.9	24.2	1.04	86.4	38.1	32	24	826	0	1.9
1-1	3	61.6	0.2	0.7	18.6	1.03	102.4	42.2	36	27	936	0	2.0
1-1	4	61.4	0.2	0.5	14.0	1.02	120.7	45.9	40	30	1038	0	2.1
1-1	5	61.2	0.2	0.4	10.1	1.02	141.9	49.0	44	32	1124	0	2.1
1-1	6	61.0	0.2	0.3	7.4	1.02	164.9	51.6	47	35	1196	0	2.1
1-1	7	60.9	0.1	0.2	5.4	1.01	189.5	53.7	49	36	1255	0	2.2
Etap	NDP bar												
1-1	20.1												

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	62.2 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	20.0 C(68F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	1.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.93
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.25)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto: desalacion Caudal de Permeado: 60000.00 m3/d
 Caudal bomba alta pres: 5555.6 m3/hr Caudal agua cruda: 133333.3 m3/d
 Presión Alim.: 64.4 bar Recuperación: 45.0 %
 Temp. Agua Alim.: 20.0 C(68F)
 pH Agua Alim.: 8.1 Edad de las Membranas: 3.0 años
 Dosis Químico, ppm (100%): 0.0 NaOH Disminución flux %/año: 7.0
 Fouling factor: 0.80
 Incremento paso sales, %/año: 10.0

Flux promedio: 15.7 lm2hr Tipo de Alimentación: Agua de mar - toma abierta

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.02	63.0	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.626	0.0	881.3	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	2.017	0.2	2840.2	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	78.978	3.4	23144.1	1006.3
K	653.7	16.8	653.7	16.8	5.053	0.1	1184.4	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.007	0.0	10.539	0.2
CO3	17.2	0.6	17.2	0.6	0.010	0.0	31.2	1.0
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	1.425	0.0	248.3	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	3.975	0.1	4996.7	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	129.526	3.7	40668.0	1147.2
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.006	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.017	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.807		8.25	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.59		0.59		0.59		0.59	
TDS	40811.9		40808.3		222.4		74015.0	
pH	8.1		8.1		6.6		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	23%	23%	49%
SrSO4 / Ksp * 100:	17%	17%	36%
BaSO4 / Ksp * 100:	608%	609%	1255%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.20	1.18	2.25
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.25	0.24	1.25
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	29.6 bar	29.6 bar	53.6 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	64.4	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	20.0	C(68F)		
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	3.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	0.80
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:					15.7	Im2hr	Tipo de Alimentación:			Agua de mar - toma abierta			
Etap	Perm.	Caudal/tubo		Flux		Beta	Conc.&Contra.			Elemento	Elem.	Arreglo	
	Caudal	Alim.	Conc.				Presiones			Tipo	Nº		
	m3/hr	m3/hr	m3/hr	l/m2-hr			bar	bar					
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7		1.02	63.0	0.0		SWC5	4284	612x7	
etapa	Elem	Alim.	Pres	Perm	Perm	Beta	Perm	Conc.		Saturación en Concentrado			
	Nº	pres	gota	flujo	Flux		sal	osm	CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	Lang.
		Bar	Bar	m3/hr	l/m2h		SDT	pres					
							(ppm)						
1-1	1	64.4	0.3	1.1	28.5	1.04	90.7	33.5	27	20	707	0	1.9
1-1	2	64.1	0.3	0.9	23.3	1.04	106.2	37.5	31	23	812	0	1.9
1-1	3	63.9	0.2	0.7	18.5	1.03	124.2	41.5	36	26	918	0	2.0
1-1	4	63.6	0.2	0.5	14.4	1.03	144.8	45.3	40	29	1020	0	2.1
1-1	5	63.4	0.2	0.4	11.0	1.02	167.7	48.6	43	32	1112	0	2.1
1-1	6	63.3	0.2	0.3	8.1	1.02	193.6	51.4	46	34	1190	0	2.1
1-1	7	63.1	0.1	0.2	6.1	1.02	221.5	53.7	49	36	1256	0	2.2
Etap	NDP												
	bar												
1-1	22.3												

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	64.4 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	20.0 C(68F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	3.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.80
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.25)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	63.4 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	14.0 C(57F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	0.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	1.00
		Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta
----------------	------------	-----------------------	----------------------------

Etap	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.02	61.9	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.373	0.0	881.5	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	1.203	0.1	2840.8	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	47.120	2.0	23170.2	1007.4
K	653.7	16.8	653.7	16.8	3.016	0.1	1186.1	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.004	0.0	10.542	0.2
CO3	13.7	0.5	13.7	0.5	0.005	0.0	24.9	0.8
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	0.850	0.0	248.8	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	2.371	0.0	4998.1	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	77.279	2.2	40710.8	1148.4
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.003	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.010	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.473		8.52	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.68		0.68		0.68		0.68	
TDS	40811.9		40804.8		132.7		74082.0	
pH	8.1		8.1		6.4		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	25%	25%	52%
SrSO4 / Ksp * 100:	18%	18%	38%
BaSO4 / Ksp * 100:	760%	761%	1568%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.07	1.04	2.09
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.16	0.13	1.11
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	29.0 bar	29.0 bar	52.6 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	63.4	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	14.0	C(57F)		%
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	0.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	1.00
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio: 15.7 l/m2hr

Tipo de Alimentación: Agua de mar - toma abierta

Etap	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.02	61.9	0.0	SWC5	4284	612x7

etapa	Elem N°	Alim. pres Bar	Pres gota Bar	Perm flujo m3/hr	Perm Flux l/m2h	Beta	Perm sal SDT (ppm)	Conc. osm pres	CaSO4	Saturación en SrSO4	Concentrado BaSO4	SiO2	Lang.
1-1	1	63.4	0.3	1.0	28.2	1.04	54.8	32.7	29	21	882	0	1.7
1-1	2	63.1	0.3	0.9	23.2	1.04	63.9	36.7	33	24	1012	0	1.7
1-1	3	62.8	0.2	0.7	18.5	1.03	74.5	40.6	37	28	1144	0	1.8
1-1	4	62.6	0.2	0.5	14.5	1.03	86.7	44.2	42	31	1271	0	1.9
1-1	5	62.4	0.2	0.4	11.2	1.02	100.2	47.6	46	34	1387	0	1.9
1-1	6	62.2	0.2	0.3	8.2	1.02	115.6	50.3	49	36	1486	0	2.0
1-1	7	62.1	0.1	0.2	6.2	1.02	132.1	52.6	52	38	1570	0	2.0

Etap	NDP bar
1-1	22.0

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	63.4 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	14.0 C(57F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	0.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	1.00
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 l/m2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.09)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	64.7 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	14.0 C(57F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	1.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.93
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.02	63.2	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.409	0.0	881.5	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	1.318	0.1	2840.7	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	51.601	2.2	23166.5	1007.2
K	653.7	16.8	653.7	16.8	3.302	0.1	1185.8	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.005	0.0	10.541	0.2
CO3	13.7	0.5	13.7	0.5	0.005	0.0	24.9	0.8
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	0.931	0.0	248.7	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	2.596	0.1	4997.9	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	84.627	2.4	40704.8	1148.2
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.004	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.011	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.517		8.49	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.68		0.68		0.68		0.68	
TDS	40811.9		40804.8		145.3		74071.7	
pH	8.1		8.1		6.4		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	25%	25%	52%
SrSO4 / Ksp * 100:	18%	18%	38%
BaSO4 / Ksp * 100:	760%	761%	1568%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.07	1.04	2.09
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.16	0.13	1.11
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	29.0 bar	29.0 bar	52.6 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	64.7	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	14.0	C(57F)		
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	1.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	0.93
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:					15.7	lm2hr	Tipo de Alimentación:			Agua de mar - toma abierta			
Etap	Perm.	Caudal/tubo		Flux		Beta	Conc.&Contra.			Elemento	Elem.	Arreglo	
	Caudal	Alim.	Conc.				Presiones			Tipo	Nº		
	m3/hr	m3/hr	m3/hr	l/m2-hr			bar	bar					
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7		1.02	63.2	0.0		SWC5	4284	612x7	
etapa	Elem	Alim.	Pres	Perm	Perm	Beta	Perm	Conc.		Saturación en Concentrado			
	Nº	pres	gota	flujo	Flux		sal	osm	CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	
		Bar	Bar	m3/hr	l/m2h		SDT	pres				Lang.	
							(ppm)						
1-1	1	64.7	0.3	1.0	27.4	1.04	61.8	32.6	28	21	878	0	1.7
1-1	2	64.4	0.3	0.8	22.8	1.04	71.6	36.5	33	24	1005	0	1.7
1-1	3	64.1	0.2	0.7	18.5	1.03	83.0	40.3	37	27	1135	0	1.8
1-1	4	63.9	0.2	0.5	14.7	1.03	96.0	44.0	41	31	1261	0	1.9
1-1	5	63.7	0.2	0.4	11.4	1.02	110.5	47.3	45	34	1379	0	1.9
1-1	6	63.5	0.2	0.3	8.6	1.02	127.0	50.2	49	36	1481	0	2.0
1-1	7	63.4	0.1	0.2	6.6	1.02	144.7	52.6	52	38	1569	0	2.0
Etap	NDP												
	bar												
1-1	23.3												

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	64.7 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	14.0 C(57F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	1.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.93
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.09)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	67.6 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	14.0 C(57F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	3.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.80
		Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta
----------------	------------	-----------------------	----------------------------

Etapas	Perm. Caudal m3/hr	Caudal/tubo Alim. m3/hr	Conc. m3/hr	Flux l/m2-hr	Beta	Conc.&Contra. Presiones bar	bar	Elemento Tipo	Elem. N°	Arreglo
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7	1.02	66.2	0.0	SWC5	4284	612x7

Ión	Agua cruda		Agua Alim.		Permeado		Conc.	
	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	485.0	24.2	485.0	24.2	0.479	0.0	881.4	44.0
Mg	1563.0	128.6	1563.0	128.6	1.545	0.1	2840.6	233.8
Na	12764.8	555.0	12764.8	555.0	60.505	2.6	23159.2	1006.9
K	653.7	16.8	653.7	16.8	3.872	0.1	1185.4	30.4
NH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.000	0.0	0.0	0.0
Ba	0.150	0.0	0.150	0.0	0.000	0.0	0.273	0.0
Sr	5.800	0.1	5.800	0.1	0.006	0.0	10.541	0.2
CO3	13.7	0.5	13.7	0.5	0.006	0.0	24.9	0.8
HCO3	137.2	2.2	137.2	2.2	1.092	0.0	248.6	4.1
SO4	2750.0	57.3	2750.0	57.3	3.045	0.1	4997.5	104.1
Cl	22425.7	632.6	22425.7	632.6	99.230	2.8	40692.8	1147.9
F	0.5	0.0	0.5	0.0	0.004	0.0	0.9	0.0
NO3	0.4	0.0	0.4	0.0	0.013	0.0	0.7	0.0
B	4.90		4.90		0.605		8.41	
SiO2	0.0		0.0		0.00		0.0	
CO2	0.68		0.68		0.68		0.68	
TDS	40811.9		40804.8		170.4		74051.2	
pH	8.1		8.1		6.5		8.7	

	Agua cruda	Agua Alim.	Conc.
CaSO4 / Ksp * 100:	25%	25%	52%
SrSO4 / Ksp * 100:	18%	18%	38%
BaSO4 / Ksp * 100:	760%	761%	1568%
Sat. SiO2:	0%	0%	0%
Indice Sat. de Langelier	1.07	1.04	2.08
Indice Sat. de Stiff & Davis	0.16	0.13	1.11
Fuerza iónica	0.81	0.81	1.48
Presión osmótica	29.0 bar	29.0 bar	52.6 bar

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00	m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6	m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3
Presión Alim.:	67.6	bar	Recuperación:	45.0
Temp. Agua Alim.:	14.0	C(57F)		%
pH Agua Alim.:	8.1		Edad de las Membranas:	3.0
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0	NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
			Fouling factor:	0.80
			Incremento paso sales, %/año:	10.0

Flux promedio:					15.7	Im2hr	Tipo de Alimentación:			Agua de mar - toma abierta			
Etap	Perm.	Caudal/tubo		Flux		Beta	Conc.&Contra.			Elemento	Elem.	Arreglo	
	Caudal	Alim.	Conc.				Presiones			Tipo	Nº		
	m3/hr	m3/hr	m3/hr	l/m2-hr			bar	bar					
1-1	2500.0	9.1	5.0	15.7		1.02	66.2	0.0		SWC5	4284	612x7	
etapa	Elem	Alim.	Pres	Perm	Perm	Beta	Perm	Conc.		Saturación en Concentrado			
	Nº	pres	gota	flujo	Flux		sal	osm	CaSO4	SrSO4	BaSO4	SiO2	
		Bar	Bar	m3/hr	l/m2h		SDT	pres				Lang.	
							(ppm)						
1-1	1	67.6	0.3	1.0	26.0	1.04	76.5	32.4	28	21	872	0	1.7
1-1	2	67.3	0.3	0.8	22.1	1.04	87.7	36.1	32	24	992	0	1.7
1-1	3	67.1	0.2	0.7	18.4	1.03	100.5	39.8	36	27	1117	0	1.8
1-1	4	66.9	0.2	0.6	14.9	1.03	115.1	43.4	41	30	1242	0	1.9
1-1	5	66.7	0.2	0.4	11.9	1.02	131.4	46.8	45	33	1362	0	1.9
1-1	6	66.5	0.2	0.3	9.3	1.02	149.8	49.9	48	36	1471	0	1.9
1-1	7	66.3	0.1	0.3	7.3	1.02	169.8	52.6	52	38	1568	0	2.0
Etap	NDP												
	bar												
1-1	26.3												

DISEÑO BASICO

Programa O.I. licenciado a:

Cálculo creado por:

Proyecto:	desalacion	Caudal de Permeado:	60000.00 m3/d
Caudal bomba alta pres:	5555.6 m3/hr	Caudal agua cruda:	133333.3 m3/d
Presión Alim.:	67.6 bar	Recuperación:	45.0 %
Temp. Agua Alim.:	14.0 C(57F)		
pH Agua Alim.:	8.1	Edad de las Membranas:	3.0 años
Dosis Químico, ppm (100%):	0.0 NaOH	Disminución flux %/año:	7.0
		Fouling factor:	0.80
		Incremento paso sales, %/año:	10.0
Flux promedio:	15.7 lm2hr	Tipo de Alimentación:	Agua de mar - toma abierta

 **** LOS SIGUIENTES PARÁMETROS EXCEDEN LOS LÍMITES DEL DISEÑO: ***

Indice Langelier de saturación muy alto en Conc. (2.08)

Directrices generales para diseñar un sistema
 sistema de ósmosis utilizando membranas Hydranautics. Por favor consulte
 a Hydranautics para recomendaciones específicas fuera de las recomendaciones
 señaladas

Límites caudal de la Alim. y del Conc.

Diámetro elemento	Caudal máx. de la Alim.	Caudal mínimo de Conc.
8.0 pulg	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.0 pulg(Full Fit)	75 gpm (283.9 lpm)	30 gpm (113.6 lpm)

Factor Beta no debe superar 1.2 para las membranas convencionales

Límites de saturación para sales poco solubles en Conc.

Sal soluble	Saturación
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

El Índ.de Sat.de Langelier para el Conc. no debe exceder 1.8

Los lím. antes indicados aplican sólo si se utiliza un inhib.de incrust.efectivo.
 Sin inhibidor, la saturación en el Concentrado no debe superar 100%

ANEXO VI

TABLA DE POTENCIAS

1. TABLA DE POTENCIAS

A continuación se presenta una tabla con los consumos de potencia de las principales bombeos e instalaciones consumidoras de energía eléctrica.

Tabla 1: tabla de potencias

Descripción	Arranque	Unidades instaladas	Potencia Absorbida (Kw)	Unidades en operación en momento de máx. consumo	Potencia Absorbida (kw)	Horas diarias de funcionamiento	Consumo diario (KWh)	
Bombas de agua bruta	Variador	4	500	3	1.500	24	36.000	
Bombas de baja presión	Variador	6	143	6	858	24	20.592	
Bomba contralavado Ultrafiltración	Variador	2	83	1	83	12	996	
Bomba CIP Ultrafiltración	Directo	1	12,8	1	12,8	12	153,6	
Bombas de alta presión	Arrancador	6	1.127	6	6.762	24	162.288	
Bombas booster	Variador	6	57	6	342	24	8.208	
Bomba CIP Ósmosis	Directo	1	98,3	1	98,3	1	98,3	
Bomba CEB HCl	Directo	1	0,084	1	0,084	10	0,84	
Bomba CEB NaOCl	Directo	1	0,36	1	0,36	10	3,6	
Resistencia de caldeo depósito CIP	Directo	1	95	1	95	1	95	
Electroagitador de limpieza	Directo	1	0,8	1	0,8	1	0,8	
Electroagitador	Directo	2	0,7	1	0,7	24	16,8	
Bombas de agua producto	Variador	3	185	3	555	24	13.320	
Instrumentación, control y valvulería	-	1	20	1	20	24	480	
Pérdidas en transformación y distribución	-	1	30	1	30	24	720	
Varios	-	1	20	1	20	24	480	
							Total	243.453
							Con margen 4%	253.192

ANEXO VII

BIBLIOGRAFÍA

Bibliografía

- DOW (2009). *Ultrafiltración. Manual de producto*
- CEDEX (2009). *Guía de Desalación: aspectos técnicos y sanitarios en la producción de agua de consumo humano.*
- Markus Buscha, Robert Chub, Udo Kolbec, QinQin Mengd, SiJi Lid (2009). *Ultrafiltration pretreatment to reverse osmosis for seawater desalination — three years field experience in the Wangtan Datang power plant.* Desalination Publications
- Monográficos Hispagua, Desalación, <http://hispagua.cedex.es>
- Esperanza García y Enric Ballesteros. *El impacto de las plantas desalinizadoras sobre el medio marino: la salmuera en las comunidades bentónicas mediterráneas.*
- Anexo nº 8 Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente, PNUMA, 2003
- Anuario de Estadística, Ministerio de Medio Ambiente Medio Rural y Marino, 2008
- García Sánchez-Colomer M., Ruiz Arriaga S. 2008 “*Los programas de vigilancia ambiental de las instalaciones desalinizadoras de agua marina. Desarrollo de un método de valoración de su aplicación*”.
- Instituto Nacional de Estadística. Disponible en www.ine.es
- Libro Blanco del Agua
- Martinez de la Vallina J. “*Impacto ambiental de la desalinización*” AcuaMed.
- Review of world water resources by country, FAO, Rome 2003
- Wagnick, K. 1996. “*1996 IDA worldwide Desalting Plants Inventory Report. No 14. Privately Published*”
- Wagnick, K. 1998. “*New IDA worldwide Desalting Plants Inventory Report. No 15- 55% Higher Sales and Dramatic Changes in Market*”. International Desalination and Water Reuse 8, No 2: 11-12.

Normativa de referencia

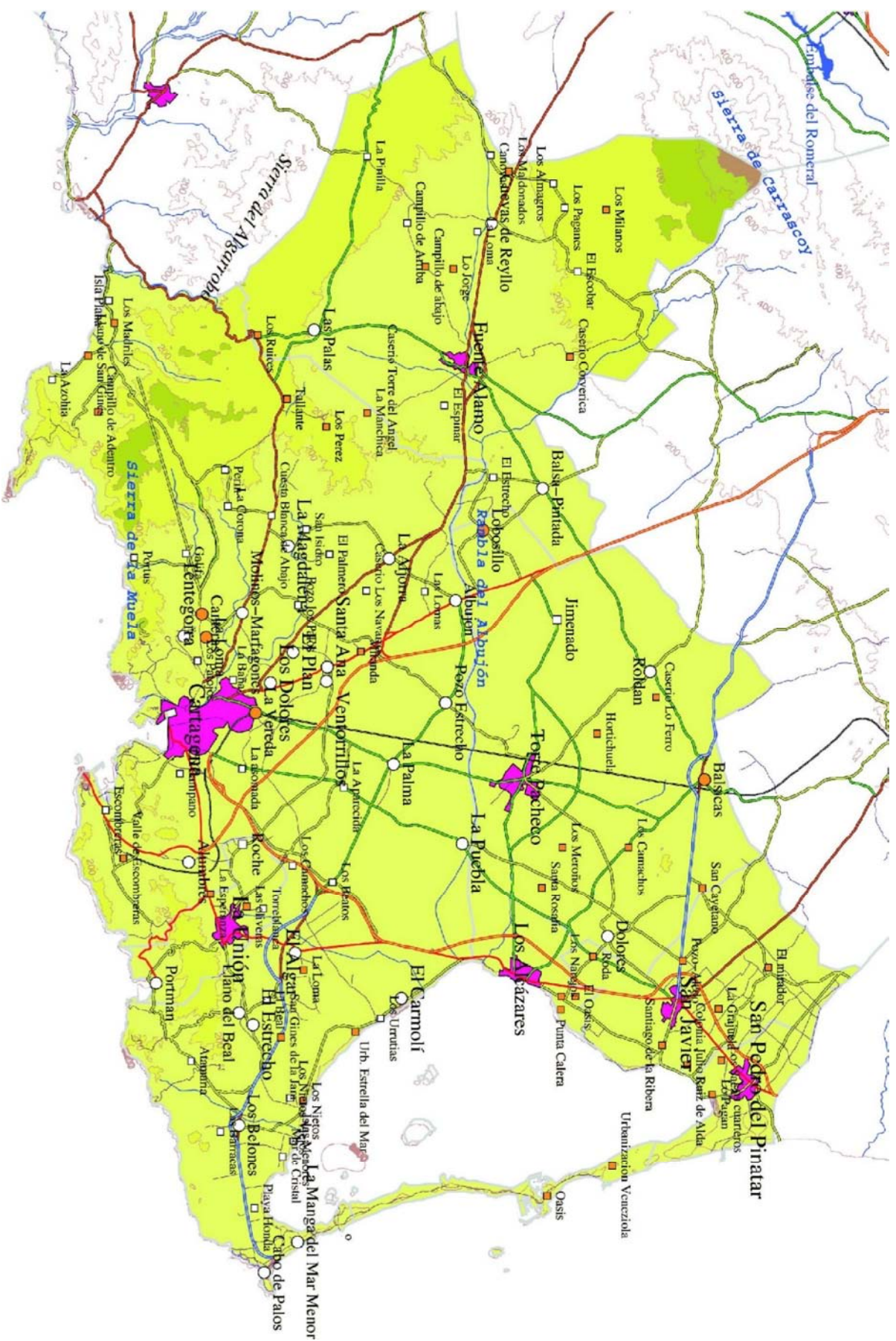
- Real Decreto Legislativo 1/2008, de 11 de enero, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Evaluación de Impacto Ambiental de proyectos.
- Real Decreto 140/2003 por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua del consumo humano

ANEXO VIII

PLANOS

ÍNDICE

1.PLANO DE LOCALIZACIÓN	3
2. DIAGRAMA DE FLUJO	4



DISEÑO DE DESALADORA DE AGUA DE MAR DE 60.000 m³d
 CON PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN

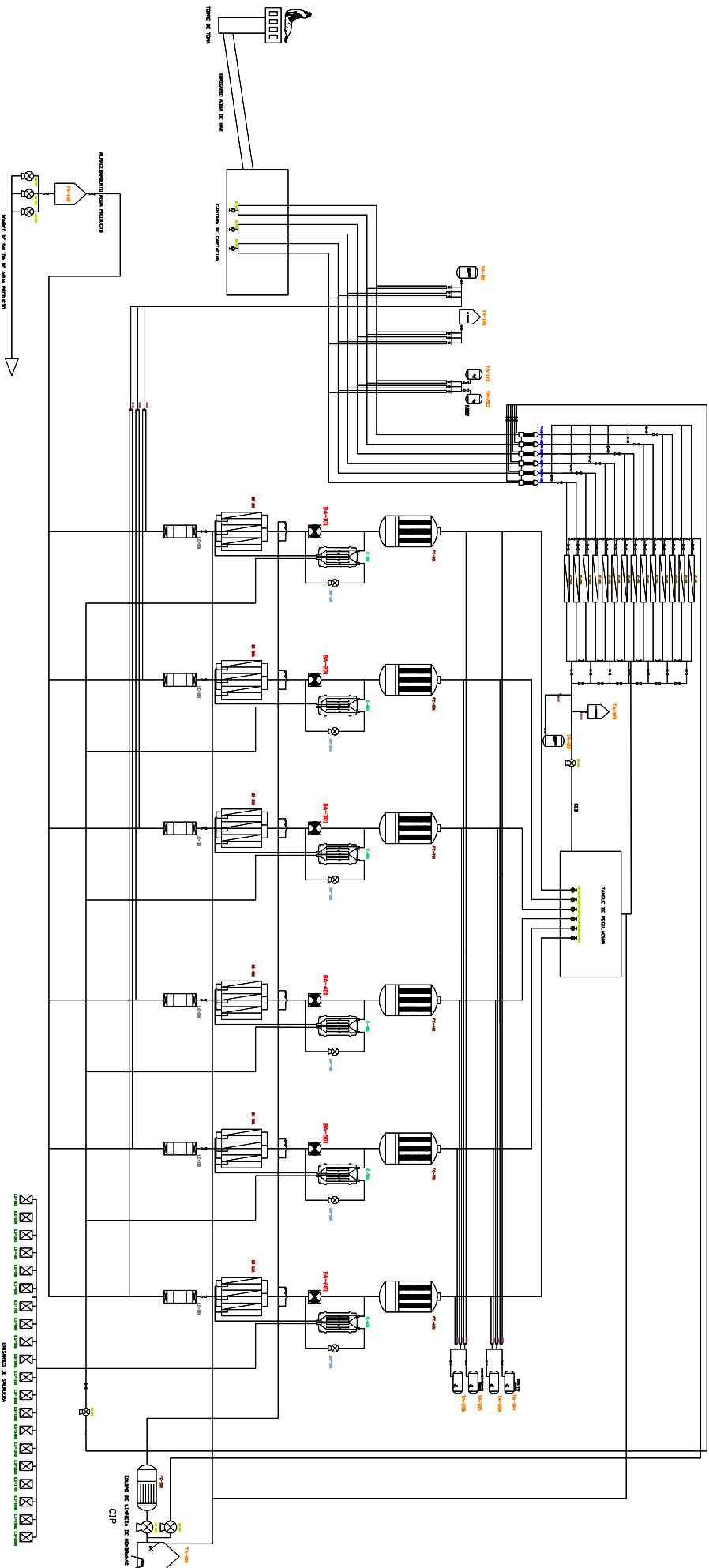
9. PLAN DE LOCALIZACIÓN

MARCOS BENITO DE BENITO
 MARCOS CARBALLLO LA FUENTE
 ADRIÁN OTERO ROMERO
 MARTA RUIZ ALVAREZ

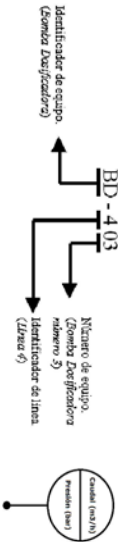
PLAN DE LOCALIZACIÓN

JULIO DE 2010

PLANO 1 DE 2



TA	Tanque de almacenamiento
BA	Bomba de alta presión
BB	Bomba de baja presión
Bb	Bomba booster
BD	Bomba dosificadora
FC	Filtro de cartucho
FA	Filtro de anillas
UF	Bastidor de ultrafiltración
OI	Bastidor de ósmosis inversa
LC	Lecho de calçita
E	ERI
ES	Eductor de salmuera



DISEÑO DE DESALADORA DE AGUA DE MAR DE 60.000 m³/d
 CON PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN

01/01/2010
 ALTA DEL INGENIERO

MARCOS BENITO DE BENITO
 MARCOS CARBALLO LA FUENTE
 ADRIÁN OTERO ROMERO
 MARTA RUIZ ALVAREZ

TÍTULO: TÍTULO
 DIAGRAMA DE FLUJO

ESCALA: S / E
 FECHA: JULIO DE 2010
 PLANO 2 DE 2