



ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA

ICAI

MÁSTER EN INGENIERÍA INDUSTRIAL

**ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS
PRINCIPALES PROCESOS DE
DESALINIZACIÓN Y DISEÑO DE UNA
PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA
MEDIANTE ÓSMOSIS INVERSA CON UNA
CAPACIDAD DE 10.000 M³/DÍA**

Autor: Alejandro Sánchez Alcaide

Director: María del Mar Cledera Castro

Carlos Morales Polo

Madrid

Julio 2017

AUTORIZACIÓN PARA LA DIGITALIZACIÓN, DEPÓSITO Y DIVULGACIÓN EN RED DE PROYECTOS FIN DE GRADO, FIN DE MÁSTER, TESINAS O MEMORIAS DE BACHILLERATO

1º. Declaración de la autoría y acreditación de la misma.

El autor D. Alejandro Sánchez Alcaide DECLARA ser el titular de los derechos de propiedad intelectual de la obra: ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS PRINCIPALES PROCESOS DE DESALINIZACIÓN Y DISEÑO DE UNA PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA MEDIANTE ÓSMOSIS INVERSA CON UNA CAPACIDAD DE 10.000 M3/DÍA., que ésta es una obra original, y que ostenta la condición de autor en el sentido que otorga la Ley de Propiedad Intelectual.

2º. Objeto y fines de la cesión.

Con el fin de dar la máxima difusión a la obra citada a través del Repositorio institucional de la Universidad, el autor CEDE a la Universidad Pontificia Comillas, de forma gratuita y no exclusiva, por el máximo plazo legal y con ámbito universal, los derechos de digitalización, de archivo, de reproducción, de distribución y de comunicación pública, incluido el derecho de puesta a disposición electrónica, tal y como se describen en la Ley de Propiedad Intelectual. El derecho de transformación se cede a los únicos efectos de lo dispuesto en la letra a) del apartado siguiente.

3º. Condiciones de la cesión y acceso

Sin perjuicio de la titularidad de la obra, que sigue correspondiendo a su autor, la cesión de derechos contemplada en esta licencia habilita para:

- a) Transformarla con el fin de adaptarla a cualquier tecnología que permita incorporarla a internet y hacerla accesible; incorporar metadatos para realizar el registro de la obra e incorporar “marcas de agua” o cualquier otro sistema de seguridad o de protección.
- b) Reproducirla en un soporte digital para su incorporación a una base de datos electrónica, incluyendo el derecho de reproducir y almacenar la obra en servidores, a los efectos de garantizar su seguridad, conservación y preservar el formato.
- c) Comunicarla, por defecto, a través de un archivo institucional abierto, accesible de modo libre y gratuito a través de internet.
- d) Cualquier otra forma de acceso (restringido, embargado, cerrado) deberá solicitarse expresamente y obedecer a causas justificadas.
- e) Asignar por defecto a estos trabajos una licencia Creative Commons.
- f) Asignar por defecto a estos trabajos un HANDLE (URL *persistente*).

4º. Derechos del autor.

El autor, en tanto que titular de una obra tiene derecho a:

- a) Que la Universidad identifique claramente su nombre como autor de la misma
- b) Comunicar y dar publicidad a la obra en la versión que ceda y en otras posteriores a través de cualquier medio.
- c) Solicitar la retirada de la obra del repositorio por causa justificada.
- d) Recibir notificación fehaciente de cualquier reclamación que puedan formular terceras personas en relación con la obra y, en particular, de reclamaciones relativas a los derechos de propiedad intelectual sobre ella.

5º. Deberes del autor.

El autor se compromete a:

- a) Garantizar que el compromiso que adquiere mediante el presente escrito no infringe ningún derecho de terceros, ya sean de propiedad industrial, intelectual o cualquier otro.
- b) Garantizar que el contenido de las obras no atenta contra los derechos al honor, a la intimidad y a la imagen de terceros.
- c) Asumir toda reclamación o responsabilidad, incluyendo las indemnizaciones por daños, que

podieran ejercitarse contra la Universidad por terceros que vieran infringidos sus derechos e intereses a causa de la cesión.

- d) Asumir la responsabilidad en el caso de que las instituciones fueran condenadas por infracción de derechos derivada de las obras objeto de la cesión.

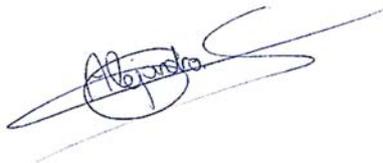
6º. Fines y funcionamiento del Repositorio Institucional.

La obra se pondrá a disposición de los usuarios para que hagan de ella un uso justo y respetuoso con los derechos del autor, según lo permitido por la legislación aplicable, y con fines de estudio, investigación, o cualquier otro fin lícito. Con dicha finalidad, la Universidad asume los siguientes deberes y se reserva las siguientes facultades:

- La Universidad informará a los usuarios del archivo sobre los usos permitidos, y no garantiza ni asume responsabilidad alguna por otras formas en que los usuarios hagan un uso posterior de las obras no conforme con la legislación vigente. El uso posterior, más allá de la copia privada, requerirá que se cite la fuente y se reconozca la autoría, que no se obtenga beneficio comercial, y que no se realicen obras derivadas.
- La Universidad no revisará el contenido de las obras, que en todo caso permanecerá bajo la responsabilidad exclusiva del autor y no estará obligada a ejercitar acciones legales en nombre del autor en el supuesto de infracciones a derechos de propiedad intelectual derivados del depósito y archivo de las obras. El autor renuncia a cualquier reclamación frente a la Universidad por las formas no ajustadas a la legislación vigente en que los usuarios hagan uso de las obras.
- La Universidad adoptará las medidas necesarias para la preservación de la obra en un futuro.
- La Universidad se reserva la facultad de retirar la obra, previa notificación al autor, en supuestos suficientemente justificados, o en caso de reclamaciones de terceros.

Madrid, a 7 de Julio de 2017

ACEPTA



Fdo.....

Motivos para solicitar el acceso restringido, cerrado o embargado del trabajo en el Repositorio Institucional:

Declaro, bajo mi responsabilidad, que el Proyecto presentado con el título
ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS PRINCIPALES PROCESOS DE
DESALINIZACIÓN Y DISEÑO DE UNA PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA
MEDIANTE ÓSMOSIS INVERSA CON UNA CAPACIDAD DE 10.000
M³/DÍA.

en la ETS de Ingeniería - ICAI de la Universidad Pontificia Comillas en
el curso académico 2016 / 2017 es de mi autoría, original e inédito y
no ha sido presentado con anterioridad a otros efectos. El Proyecto no es
plagio de otro, ni total ni parcialmente y la información que ha sido tomada
de otros documentos está debidamente referenciada.



Fdo.: Alejandro Sánchez Alcaide

Fecha: 08/ 07/ 2017



Autorizada la entrega del proyecto

EL DIRECTOR DEL PROYECTO

Fdo.: María del Mar Cledera Castro Fecha: 11/ 07/ 2017



Autorizada la entrega del proyecto

EL DIRECTOR DEL PROYECTO

Fdo.: Carlos Morales Polo Fecha: 11/ 07/ 2017



ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA

ICAI

MÁSTER EN INGENIERÍA INDUSTRIAL

**ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS
PRINCIPALES PROCESOS DE
DESALINIZACIÓN Y DISEÑO DE UNA
PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA
MEDIANTE ÓSMOSIS INVERSA CON UNA
CAPACIDAD DE 10.000 M³/DÍA**

Autor: Alejandro Sánchez Alcaide

Director: María del Mar Cledera Castro

Carlos Morales Polo

Madrid

Julio 2017

ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS PRINCIPALES PROCESOS DE DESALINIZACIÓN Y DISEÑO DE UNA PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA MEDIANTE ÓSMOSIS INVERSA CON UNA CAPACIDAD DE 10.000 M³/DÍA.

Autor: Sánchez Alcaide, Alejandro.

Directores: Cledera Castro, María del Mar. Morales polo, Carlos.

Entidad colaboradora: ICAI – Universidad Pontificia Comillas

RESUMEN DEL PROYECTO

Introducción

La finalidad de este proyecto es el estudio, análisis y comparación de las distintas tecnologías de desalinización en función de su estructura de costes, recursos necesarios y complejidad tecnológica, y el posterior diseño de una planta desalinizadora mediante osmosis inversa de 10.000 m³/día. El objetivo de dicha planta es el de abastecer a pequeñas poblaciones costeras del norte de África donde la disponibilidad potable de agua es escasa y en algunos casos inexistente. Para el desarrollo del proyecto se ha llevado a cabo una serie de pasos y procesos previamente definidos en un cronograma de tiempos y supervisados por el director del proyecto. El objetivo del proyecto es el de diseñar una planta desalinizadora económicamente y tecnológicamente viable de acuerdo con el estado actual de la tecnología.

Metodología

El proyecto consta de una introducción donde se presenta la motivación para la realización del proyecto y las causas que impulsan al desarrollo del mismo. Después de la introducción se presentan los distintos objetivos a seguir que marcarán el desarrollo del proyecto, desde el estudio y comparación de las distintas tecnologías hasta el diseño de la planta desalinizadora mediante osmosis inversa.

Previamente a diseñar la planta, era necesario estudiar las distintas tecnologías tanto a nivel energético, como económico y posteriormente compararlas con el fin de determinar aquella que resultase más económicamente rentable y aquella en el que el estado tecnológico y la complejidad tecnológica resultasen los más adecuados.

Antes de estudiar las principales tecnologías y procesos de desalinización, se desarrolla un breve estado del arte donde se presenta el estado actual de la desalinización en el mundo y se definen los principales procesos de desalinización: desalinización por múltiple efecto, desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash, desalinización por congelación, por compresión de vapor, mediante sistemas de electrodiálisis y por ósmosis inversa.

Seguidamente, se ha llevado a cabo un análisis energético de los principales procesos. En dicho análisis se ha tenido en cuenta los distintos tipos de consumo energético, ya que los procesos de evaporación o cambio de fase necesitan de energía calórica, además de energía eléctrica. En dicho análisis se ha estudiado la variación del consumo energético en función de la producción de la planta.

Debido a que los procesos de desalinización no emplean el mismo tipo de energía y su estructura de costes varía de una tecnología a otra. Se realizó un análisis económico de los principales procesos. En este análisis, se analizó la estructura de costes de cada tecnología, el coste de la inversión inicial total y por metro cúbico de agua desalinizada y el coste de producción total por metro cúbico. Dicho análisis se ha realizado para distintas capacidades de producción ya que a medida que varía la producción de la planta, los costes asociados también varían.

Una vez analizadas las distintas tecnologías tanto a nivel energético como económico, se ha llevado a cabo un estudio comparativo de viabilidad de las principales tecnologías. En dicho estudio se han establecidos unos criterios comunes como la capacidad de la planta, inflación, precio del agua y años de amortización. Finalmente se obtenían los flujos netos anuales de cada planta desalinizadora y se analizaba la viabilidad en función del VAN y el TIR.

Finalmente, se diseñó una planta por ósmosis inversa ya que, de acuerdo al estudio comparativo, era la tecnología más rentable y más viable.

Con el fin de diseñar una planta con la capacidad suficiente para abastecer una pequeña población costera, se decidió que la planta tuviese una capacidad de producción de 10.000 m³/día.

Para cumplir con los requisitos de potabilidad del agua y asegurar la producción frente a posibles variaciones en las propiedades del agua, se ha decidido establecer las siguientes etapas en la planta; captación del agua, desbaste y tamizado, filtrado, coagulación, desinfección, regulación de pH, reducción de oxidantes, antiincrustante, ultrafiltración, ósmosis inversa, post-tratamiento y finalmente emisor submarino de sal muera.

Resultados

Una vez establecidos las etapas de la planta y el caudal necesario, se procedió a la descripción y dimensionado de cada etapa.

La primera etapa de todas es la captación del agua de mar. Para ello se ha diseñado una torre de toma submarina. El caudal de alimentación de la toma fue diseñado de tal manera que la velocidad máxima del agua no fuese mayor a 0,15 m/s para evitar arrastrar y capturar especies marinas.

Las siguientes etapas de las plantas están recogidas dentro del pretratamiento del agua antes de las etapas de filtración y osmosis inversa. La primera etapa del pretratamiento es el desbaste y tamizado. En este proceso se eliminan los sólidos en suspensión y las partículas de gran tamaño para que no dañen el resto de equipos de la planta. Para el diseño de la planta se ha optado por un tamiz rotativo con descarga de sólidos automática para la eliminación de algas o posibles sólidos filtrado por la torre de toma.

La siguiente etapa del pretratamiento es la filtración mediante filtro de anillas. El objetivo de esta etapa es eliminar las partículas más pequeñas que por su tamaño no fueron separadas en la anterior fase pero que poseen un tamaño lo suficientemente grande como dañar u obstruir las siguientes etapas de ultrafiltración y osmosis inversa. Para esta etapa se ha optado por un filtro de anillas con una separación de 100 micras. Dichos filtros se han diseñado con un caudal de 360 m³/h y disponiendo de filtros de reserva para asegurar un funcionamiento continuo en caso de avería o limpieza.

Seguidamente, se ha decidido incorporar la etapa de coagulación. El objetivo de esta etapa es facilitar la posterior eliminación de los sólidos restantes en la etapa de ultrafiltración. Mediante la adición de cloruro férrico, se produce una desestabilización eléctrica de las partículas produciendo la aglomeración de la mismas.

La siguiente etapa del pretratamiento es la desinfección. En esta etapa se elimina la carga biológica que pueda tener el agua, con dos objetivos: su potabilización y protección de las membranas de osmosis inversa.

La penúltima etapa del pretratamiento es la reducción de oxidantes. Debido al empleo de membranas de osmosis inversa, es necesario eliminar el cloro libre proveniente de la etapa de desinfección.

Finalmente, la última etapa del pretratamiento es la dosificación de antiincrustante. Debido al riesgo de formación de cristales de sales en las membranas de ultrafiltración y osmosis, es necesario dosificar un antiincrustante que impida su formación y maximice la vida útil de dichas membranas.

Después del pretratamiento se encuentra la etapa de ultrafiltración. El objetivo de esta etapa es la eliminación de aquellos sólidos que podrían ser eliminados por las membranas de osmosis inversa, pero que acortaría la vida útil de las mismas. A diferencia de la etapa de osmosis inversa, en esta etapa no se eliminan los iones ni las sales disueltas en el agua. Tras la etapa de diseño se han decidido instalar 24 filtros repartidos en 2 bastidores para asegurar el funcionamiento continuado, ya que estos filtros necesitan de lavados continuos durante su funcionamiento.

Después de la ultrafiltración se encuentra la etapa más importante de la planta, la filtración por osmosis inversa. En esta etapa se bombea agua a alta presión y se filtra mediante membranas semipermeables que no permiten el paso de las sales disueltas. Con el fin de estudiar el efecto de la temperatura y la antigüedad de las membranas en la calidad del agua producto, se han llevado varias simulaciones mediante un software de simulación de procesos de osmosis inversa.

A la salida de la etapa de osmosis inversa se ha incluido un sistema de recuperación de energía de tipo SIP. Este tipo de sistema permite aprovechar la presión en la salmuera de rechazo del proceso de osmosis inversa para aumentar la presión del agua de alimentación. Para el diseño de este sistema se ha empleado un software de simulación que permite elegir el recuperador que mejor se adapte a la instalación.

El agua obtenida de la osmosis inversa no es potable debido a su baja alcalinidad, bajo pH y baja dureza. Por tanto, se ha incluido una última etapa de remineralización mediante lechos de calcita.

Finalmente, la salmuera de rechazo es devuelta al mar mediante un emisor submarino. Dicho emisor submarino ha sido diseñado con la finalidad de minimizar el impacto de la salmuera sobre la concentración del mar.

Referencias

- [WHO_14] World Health Organization. “INVESTING IN WATER AND SANITATION: INCREASING ACCESS, REDUCING INEQUALITIES. UN-Water Global Analysis and Assessment of Sanitation and Drinking-Water GLAAS 2014 Report.
- [2] NewsSoliclima, El mercado mundial de la desalación, 2009. Disponible en: <http://news.soliclima.com/noticias/recursos-hidricos/el-mercado-mundial-de-la-desalacion>
- [3] Tratamiento del agua por osmosis inversa, 2017. Disponible en: <http://www.osmosisinversafiltroagua.com/tratamiento-del-ag>

COMPARATIVE STUDY OF THE DESALINATION PROCESSES AND DESIGN OF A DESALINIZING PLANT OF WATER WITH REVERSE OSMOSIS WITH A CAPACITY OF 10,000 M³/DAY

Author: Sánchez Alcaide, Alejandro.

Director: Cledera Castro, María del Mar. Morales Polo, Carlos.

Collaborator Entity: ICAI – Universidad Pontificia Comillas

SUMMARY OF THE PROJECT

Introduction

The purpose of this project is the study, analysis and comparison of the main desalination technologies based on their cost structure, necessary resources and technological complexity and the subsequent design of a desalination plant by reverse osmosis of 10,000 m³/day. The objective of the plant is to supply small coastal populations in North Africa where potable water availability is scarce and in some cases non-existent. For the development of the project, it has been carried out a series of steps and processes previously defined in a timeline and supervised by the director of the project. The objective of the project is to design a desalination plant economically and technologically viable according to the current state of technology.

Methodology

The project consists of an introduction that presents the motivation for the realization of the project and the causes that drive the development of the project. After the introduction, the different objectives that will mark the development of the project, from the study and comparison of the different technologies to the design of the desalination plant through reverse osmosis, are presented.

Previously designing the plant, it was necessary to study the different technologies at both the energy and economic levels and then compare them in order to determine the one that was more economically profitable and the one with the most suitable technological complexity.

Before studying the main technologies and processes of desalination, a brief state of the art is developed. This state of art presents the current state of desalination in the world and defines the main desalination processes: desalination by multiple effect, desalination by multi stage flash, desalination by freezing, by vapor compression, by electro dialysis systems and by reverse osmosis.

Next, an energy analysis of the main processes has been carried out. This analysis has considered the different types of energy consumption, since the processes of evaporation or phase change need caloric energy, as well as electric energy. In this analysis, the variation of the energy consumption has been studied in function of the production of the plant.

Because the desalination processes do not use the same type of energy and their cost structure varies from one technology to another. An economic analysis of the main processes was carried out. In this analysis, it is analysed the cost structure of each technology, the total initial investment cost per cubic meter of desalinated water and the total cost of production per cubic meter. This analysis has been carried out for different production capacities since as the production of the plant varies, the associated costs also change.

Once the different technologies have been analysed both at the energy and economic levels, a comparative study of the feasibility of the main technologies has been carried out. In this study, common criteria have been established such as the plant capacity, inflation, water price and years of amortization. Finally, the annual net cash-flows of each desalination plant were obtained and the viability of the plants was analysed based on the NPV and the IRR.

Finally, reverse osmosis plant was designed because, according to the comparative study, it was the most profitable and most technologically viable.

In order to design a plant with sufficient capacity to supply a small coastal population, it was decided that the plant would have a production capacity of 10,000 m³ / day.

To meet the drinking water requirements and to assure production against possible variations in water properties, it has been decided to establish the following stages in the plant; water collection, roughing and sieving, filtration, coagulation, disinfection, pH regulation, reduction of oxidants, anti-fouling, ultrafiltration, reverse osmosis, post-treatment, and finally underwater emitter of brine.

Results

Once the stages of the plant and the necessary flow were established, the description and dimensioning of each stage was developed.

The first stage of all is the collection of sea water. For this purpose, an underwater tower has been designed. The intake feed rate was designed in such a way that the maximum water velocity was not greater than 0.15 m/s to avoid dragging and catching marine species.

The following plant stages are collected within the pre-treatment of the water prior to the filtration and reverse osmosis stages. The first stage of pre-treatment is thinning and sieving. This process removes suspended solids and large particles so they do not damage the rest of the plant equipment. For the design of the plant, it has been opted for a rotary sieve with automatic discharge of solids for the removal of algae or possible solids filtered by the intake tower.

The next stage of pre-treatment is ring filtering. The objective of this step is to remove the smaller particles which by their size were not separated in the previous phase but which have a size large enough to damage or obstruct the following stages of ultrafiltration and reverse osmosis. For this stage, a ring filter with a separation of 100 microns has been chosen. These filters have been designed with a flow rate of 360 m³ / h and have backup filters to ensure continuous operation in the event of damage or cleaning.

Thereafter, it has been decided to incorporate the coagulation phase. The aim of this step is to facilitate the subsequent removal of the remaining solids in the ultrafiltration phase. By the addition of ferric chloride, there is an electrical destabilization of the particles causing the agglomeration of them.

The next stage of pre-treatment is disinfection. In this stage, the biological load that the water can have is eliminated, with two objectives: its potabilization and protection of the membranes of reverse osmosis.

The penultimate stage of pre-treatment is the reduction of oxidants. Due to the use of reverse osmosis membranes, it is necessary to eliminate free chlorine from the disinfection.

Finally, the last stage of pre-treatment is the dosage of antifouling. Due to the risk of formation of salt crystals in the ultrafiltration and osmosis membranes, it is necessary to dose an antifoulant that prevents its formation and maximizes the useful life of the membranes.

After pre-treatment, it comes the ultrafiltration step. The objective of this stage is the elimination of those solids that could be eliminated by the membranes of reverse osmosis, but that would shorten the useful life of the same ones. Unlike the reverse osmosis stage, in this stage the ions and dissolved salts in the water are not removed. After the designing, it has been decided to install 24 filters spread over 2 frames to ensure continued operation, as these filters need continuous washes during their operation.

After the ultrafiltration stage, it is the reverse osmosis stage, which is the most important stage of the plant. At this stage, water is pumped at high pressure and filtered through semipermeable membranes that do not allow the passage of the dissolved salts. In order to study the effect of the temperature and the age of the membranes on the quality of the product water, several simulations have been carried through a software of simulation of reverse osmosis processes.

At the output of the reverse osmosis stage, an energy recovery system has been included. This type of system allows to take advantage of the pressure in the dead salt of rejection of the process of reverse osmosis to increase the pressure of the feed water. For the design of this system, it has been used a simulation software that allows choosing the recovery system that best suits the installation.

The water obtained from reverse osmosis is not potable due to its low alkalinity, low pH and low hardness. Therefore, a final stage of remineralization has been included by calcite cartridge.

Finally, the brine water of rejection is returned to the sea by means of an underwater emitter. This submarine emitter has been designed with the purpose of minimizing the impact of the dead salt on the salt concentration of the sea.

References

- [WHO_14] World Health Organization. “INVESTING IN WATER AND SANITATION: INCREASING ACCESS, REDUCING INEQUALITIES. UN-Water Global Analysis and Assessment of Sanitation and Drinking-Water GLAAS 2014 Report.
- [2] NewsSoliclima, El mercado mundial de la desalación, 2009. Available at: <http://news.soliclima.com/noticias/recursos-hidricos/el-mercado-mundial-de-la-desalacion>
- [3] Tratamiento del agua por osmosis inversa, 2017. Available at: <http://www.osmosisinversafiltroagua.com/tratamiento-del-agua>

Índice General

| | |
|---|-----|
| Documento N°1 - Memoria | 13 |
| 1. Introducción y Objetivos del Proyecto | 21 |
| 2. Propiedades del agua salada y parámetros a controlar | 28 |
| 3. Desalinización: Antecedentes y Procesos..... | 34 |
| 4. Estudio Comparativo de Viabilidad | 56 |
| 5. Descripción y Diseño de una Planta Desalinizadora mediante Osmosis Inversa | 66 |
| 6. Bibliografía..... | 101 |
| Documento N°2 - Plano | 105 |
| Documento N°3 – Anexos | 109 |
| Anexo A..... | A |
| Anexo B..... | B |
| Anexo C..... | C |

Documento N°1 - Memoria

Índice Documento N° 1. Memoria

| | | |
|---------|---|----|
| 1. | Introducción y Objetivos del Proyecto | 21 |
| 1.1 | Introducción..... | 21 |
| 1.2 | Objetivos del proyecto..... | 22 |
| 1.3 | El problema del agua | 23 |
| 1.4 | El derecho al agua..... | 26 |
| 2. | Propiedades del agua salada y parámetros a controlar | 28 |
| 2.1 | Propiedades del agua salada | 28 |
| 2.1.1 | Propiedades Físicas | 28 |
| 2.1.2 | Propiedades químicas | 29 |
| 2.1.2.1 | Salinidad | 29 |
| 2.1.2.2 | Clorinidad y pH | 31 |
| 2.1.4 | Consecuencias del consumo de agua de mar..... | 33 |
| 3. | Desalinización: Antecedentes y Procesos..... | 34 |
| 3.1 | Métodos de desalinización | 34 |
| 3.1.1 | Destilación por múltiple efecto (MED)..... | 35 |
| 3.1.2 | Desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF)..... | 36 |
| 3.1.3 | Desalinización por congelación..... | 38 |
| 3.1.4 | Desalinización por compresión de vapor..... | 39 |
| 3.1.5 | Desalinización mediante sistemas de electrodiálisis | 40 |
| 3.1.6 | Ósmosis inversa..... | 41 |
| 3.2 | Análisis energético de los principales procesos | 42 |
| 3.2.1 | Análisis energético de los procesos de desalinización térmica | 43 |
| 3.2.1.1 | Análisis energético. Destilación por múltiple efecto (MED) | 44 |
| 3.2.1.2 | Análisis energético. Desalación mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF)..... | 45 |
| 3.2.2 | Análisis energético de los procesos de desalinización mediante membranas | 47 |
| 3.2.2.1 | Análisis energético. Desalación mediante ósmosis inversa (OI)..... | 47 |
| 3.2.2.2 | Análisis energético. Desalación mediante electrodiálisis (ED)..... | 48 |
| 3.3 | Análisis Económico | 50 |
| 3.3.1 | Análisis económico. Destilación por múltiple efecto (MED) | 50 |

| | | |
|-------|--|-----|
| 3.3.2 | Análisis económico. Desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF)..... | 51 |
| 3.3.3 | Análisis económico. Desalinización mediante osmosis inversa (OI)..... | 52 |
| 3.3.4 | Análisis económico. Desalinización mediante electrodiálisis (ED)..... | 54 |
| 4. | Estudio Comparativo de Viabilidad | 56 |
| 4.1 | Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF) | 58 |
| 4.2 | Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante destilación por múltiple efecto (MED)..... | 60 |
| 4.3 | Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante Osmosis Inversa (OI) | 62 |
| 4.4 | Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante Electrodiálisis (ED) | 64 |
| 5. | Descripción y Diseño de una Planta Desalinizadora mediante Osmosis Inversa... | 66 |
| 5.1 | Captación del agua..... | 67 |
| 5.2 | Pretratamiento..... | 68 |
| 5.2.1 | Desbaste y Tamizado..... | 69 |
| 5.2.2 | Filtrado | 71 |
| 5.2.3 | Coagulación..... | 73 |
| 5.2.4 | Desinfección | 74 |
| 5.2.5 | Regulación del pH | 76 |
| 5.2.6 | Reducción de oxidantes | 77 |
| 5.2.7 | Antiincrustante | 79 |
| 5.3 | Ultrafiltración | 80 |
| 5.3.1 | Diseño de la etapa de ultrafiltración..... | 86 |
| 5.4 | Osmosis Inversa..... | 88 |
| 5.4.1 | Diseño del sistema de filtración de Osmosis Inversa | 90 |
| 5.4.2 | Diseño del sistema de recuperación de energía | 93 |
| 5.5 | Post-tratamiento..... | 95 |
| 5.6 | Difusor Submarino | 98 |
| 5.7 | Dimensionamiento de las bombas | 99 |
| 6. | Bibliografía..... | 101 |

Índice de Figuras

| | |
|---|----|
| Figura 1: Escasez física y económica por país. | 24 |
| Figura 2: Estrés hídrico en África en 2025..... | 25 |
| Figura 3: Puntos necesarios para el cumplimiento del derecho humano al agua. | 27 |
| Figura 4: Variación del pH en los océanos..... | 32 |
| Figura 6: Esquema simplificado de destilación por múltiple efecto (MED)..... | 36 |
| Figura 7: Esquema simplificado de desalación mediante evaporación súbita por efecto flash | 37 |
| Figura 8: Esquema simplificado de desalinización por congelación mediante un compuesto refrigerante | 38 |
| Figura 9: Esquema simplificado de desalinización por compresión de vapor | 39 |
| Figura 10: Esquema simplificado de desalinización por electrodiálisis..... | 40 |
| Figura 11: Esquema simplificado del proceso de osmosis | 41 |
| Figura 12: Parámetros de consumo eléctrico de las plantas MED | 44 |
| Figura 13: Parámetros de consumo eléctrico de las plantas MSF | 46 |
| Figura 14: Tendencia del consumo energético de la desalinización mediante osmosis inversa..... | 48 |
| Figura 15: Tendencia del consumo energético de la desalinización por electrodiálisis. | 49 |
| Figura 16: Porcentaje de costes de desalinización mediante MED | 50 |
| Figura 17: Porcentaje de costes de desalinización mediante MSF | 52 |
| Figura 18: Porcentaje de costes de desalinización mediante osmosis inversa | 53 |
| Figura 19: Porcentaje de costes de desalinización mediante electrodiálisis..... | 54 |
| Figura 20: Torre de toma para el abastecimiento de la planta desalinizadora..... | 67 |
| Figura 21: Rejas de desbaste automáticas | 69 |
| Figura 22: Tamiz rotativo auto-limpiante..... | 70 |
| Figura 23: Etapas de filtración y limpieza en un filtro de anillas..... | 71 |
| Figura 24: Boceto esquemático de un cabezal en estrella para filtros de anillas..... | 72 |

| | |
|--|----|
| Figura 25: Reacción de disociación del metabisulfito sódico. | 77 |
| Figura 26: Membrana de ultrafiltración | 82 |
| Figura 27: Esquema de la fase de filtración en la etapa de ultrafiltración..... | 83 |
| Figura 28: Esquema de la fase de aireación en la etapa de ultrafiltración..... | 84 |
| Figura 29: Esquema de la fase de drenaje en la etapa de ultrafiltración. | 84 |
| Figura 30: Esquema de la fase contralavado con evacuación a través del orificio inferior. | 85 |
| Figura 31: Esquema de la fase de contralavado con evacuación por la parte superior del filtro. | 86 |
| Figura 32: Bastidor de filtros de ultrafiltración..... | 87 |
| Figura 33: Membrana de osmosis inversa | 88 |
| Figura 34: Esquema del sistema de recuperación de energía (SIP)..... | 89 |
| Figura 35: Diagrama de flujo empleado en la simulación..... | 91 |
| Figura 36: Intercambiador de presión..... | 93 |
| Figura 37: Interfaz del software del cálculo del recuperador de energía..... | 94 |
| Figura 38: Reacción en los lechos de calcita..... | 96 |
| Figura 39: Difusor submarino | 98 |

Índice de Tablas

| | |
|--|----|
| Tabla 1: Composición química del agua de mar. | 30 |
| Tabla 2: Salinidad en función de la temperatura del agua..... | 31 |
| Tabla 3: Procesos de desalinización de agua..... | 35 |
| Tabla 4: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para MED51 | |
| Tabla 5: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para MSF | 52 |
| Tabla 6: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para OI.... | 53 |
| Tabla 7: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para ED .. | 55 |
| Tabla 8: Consideraciones para el estudio de viabilidad | 57 |
| Tabla 9: Flujo neto y acumulado para MSF | 58 |
| Tabla 10: VAN, TIR y pay-back para MSF | 59 |
| Tabla 11: Flujo neto y acumulado para MED | 60 |
| Tabla 12: VAN, TIR y pay-back para MED | 61 |
| Tabla 13: Flujo neto y acumulado para OI..... | 62 |
| Tabla 14: VAN, TIR y pay-back para OI | 63 |
| Tabla 15: Flujo neto y acumulado para ED..... | 64 |
| Tabla 16: VAN, TIR y pay-back para ED..... | 65 |
| Tabla 17: Base de cálculo para la fase coagulación | 73 |
| Tabla 18: Base de cálculo para la fase de desinfección..... | 75 |
| Tabla 19: Base de cálculo para la fase de regulación de pH. | 76 |
| Tabla 20: Base de cálculo para la etapa de reducción de oxidantes..... | 78 |
| Tabla 21: Tipos de filtración | 80 |
| Tabla 22: Propiedades de las membranas de ultrafiltración..... | 81 |
| Tabla 23: Consideraciones iniciales para la simulación de la etapa de osmosis inversa | 90 |

| | |
|--|----|
| Tabla 24: Resultados obtenidos en la simulación..... | 91 |
| Tabla 25: Variación de los TDS en función de la temperatura y antigüedad de las membranas..... | 92 |
| Tabla 26: Propiedades del agua recomendadas después de la remineralización..... | 95 |
| Tabla 27: Especificaciones técnicas de los lechos de calcita. | 97 |
| Tabla 28: Caudal y potencia de las bombas principales de la planta | 99 |

1. Introducción y Objetivos del Proyecto

1.1 Introducción

Son muchos los desarrollos que se han llevado a cabo en la industria destinada al tratamiento de aguas en los últimos años. Estos avances han dado lugar a sistemas cada vez más eficientes requiriendo menos energía para su funcionamiento. Estos avances junto a la tendencia actual de incorporar sistemas de alimentación basados en energías renovables resultan en sistemas autónomos y sostenibles para el medio ambiente.

A pesar de todos estos avances, según un estudio llevado a cabo por la OMS más de 700 millones de persona no tienen acceso a fuente de agua potable y casi dos millones de personas mueren al año por el mal uso del agua según afirma la fundación We are Water. Esto es debido a que la mayoría de los sistemas necesarios para la potabilización y distribución del agua requieren de un avance tecnológico y unos recursos económicos inalcanzables para la mayoría de los países en vías de desarrollo.

A lo anteriormente descrito, contrasta que aproximadamente el 70% de la superficie terrestre está cubierta de agua y que el volumen total de agua que hay en el planeta sea de 1.386.000.000 millones de metros cúbicos. Del total de volumen del agua, alrededor del 97,5% es agua salada no apta para uso directo por el ser humano y el 2.5% restante de agua es agua dulce, de la cual únicamente el 1% es accesible por el ser humano.

Son varias los sistemas que se han desarrollado con el fin de terminar con el problema de la distribución de agua. El inventor estadounidense, Dean Kamen, desarrolló un purificador de agua basado en la destilación por compresión del vapor de agua. Otros dos inventos destacables son los desarrollados por los diseñadores Gabriele Diamanti y Joe Kasper. El principio en el que se basan los dos inventos es similar en ambos casos.

Utilizan la energía solar para calentar el agua situada en la base del recipiente, al calentarse el agua se evapora, asciende por un tubo y condensa en una cámara superior.

El Instituto Tecnológico de Massachusetts (MIT), desarrolló un sistema de desalinización portable para crisis humanitarias que aprovechaba la energía solar para desalinizar el agua mediante osmosis inversa. La característica diferencial de este sistema respecto del resto de potabilizadores de agua portátiles es que puede funcionar de manera autónoma sin la necesidad de tener acceso a la red eléctrica. Por otro lado, el sistema es capaz de detectar la cantidad de radiación solar aumentando la cantidad de agua destilada en las horas de más sol y destilar menos agua en condiciones de menos sol consiguiendo así un funcionamiento continuado sin interrupciones.

1.2 Objetivos del proyecto

El objetivo principal de este proyecto es el estudio, análisis y comparación de las distintas tecnologías de desalinización en función de su localización, coste, recursos necesarios y complejidad tecnológica. Para ello se realizará un estudio de las diferentes tecnologías existentes, los procesos y el coste de funcionamiento asociado a cada de ellas.

Seguidamente, se compararán distintas tecnologías con el fin de estudiar la viabilidad de implantación en una población de un país en vías de desarrollo. Se deberá tener en cuenta tanto los avances tecnológicos, como los recursos económicos disponibles en dicha población.

Con el fin de estudiar la viabilidad y el funcionamiento de los sistemas será necesario estudiar tanto las condiciones climáticas, los parámetros del agua obtenida necesarios y la capacidad de producción de cada sistema. Se pretenderá optimizar la relación coste inicial/vida útil del sistema, teniendo en cuenta los costes de mantenimiento y operación asociados.

Dicho sistema estará destinado a abastecer a núcleos rurales costeros donde la disponibilidad de agua potable es casi inexistente, pudiendo en algunos casos llegar a ser nula.

1.3 El problema del agua

La escasez de agua se refiere a la ausencia de recursos hídricos que satisfagan la demanda de consumo de agua de una región. La escasez de agua puede dividirse en tres términos: estrés hídrico, déficit hídrico y crisis hídrica.

El estrés hídrico hace referencia a la imposibilidad de acceder a fuentes de agua dulce durante un cierto periodo. Por otro lado, el déficit hídrico se refiere a la alteración de los recursos de un área debido al cambio climático, contaminación o aumento de la demanda de agua del ser humano. Este escenario resultaría en un uso excesivo de los recursos hídricos, pudiendo producirse su agotamiento en un largo plazo. Por último, el término de crisis hídrica se emplea cuando la disponibilidad de agua no contaminada de una región es menor que la demanda de dicha región.

La escasez de agua puede estar producida por dos motivos: escasez física de agua y escasez económica del agua. Por un lado, la escasez física de agua hace referencia a la insuficiencia de recursos hídricos para abastecer las necesidades de demanda de una determinada región. Por otro lado, se determina escasez económica del agua, a la mala gestión tanto política como económica de los recursos disponibles. La Naciones Unidas en el Programa de las Naciones Unidas para el Desarrollo, estipula que la causa principal de la escasez de agua en la mayoría de las regiones se debe a una escasez económica del agua. Como se puede observar en la figura 1, la mayor parte África Septentrional, regiones de Asia y zonas al Oeste de Estados Unidos, se ven afectadas por una escasez física de agua, presentándose el uso del agua salada como una alternativa para satisfacer la demanda de agua en dichas regiones donde sea posible.

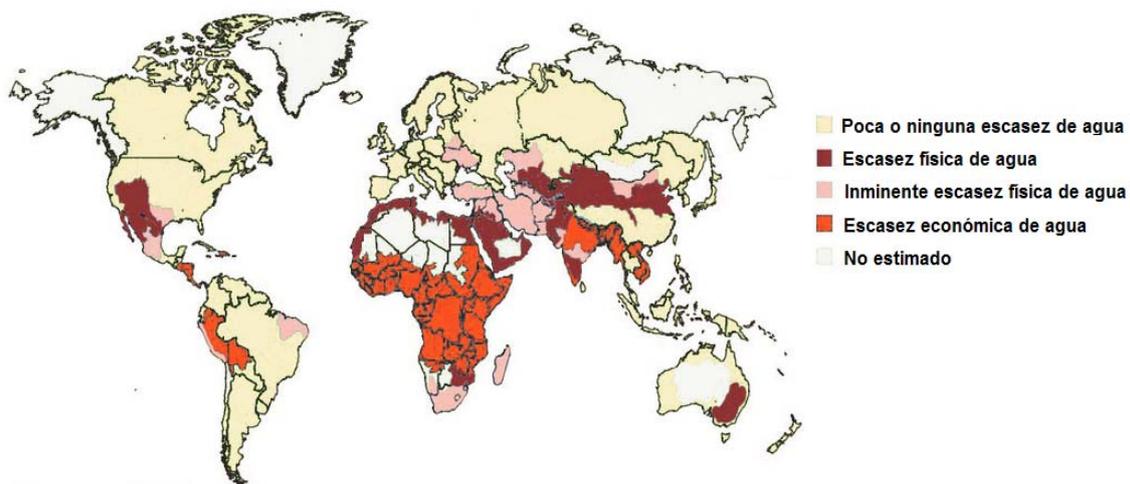


Figura 1: Escasez física y económica por país.

Fuente: Cuarta edición del Informe sobre el desarrollo del Agua de las Naciones Unidas, Volumen 1 (2012)

Según la ONU, 1100 millones de personas están afectadas por estrés hídrico y todas viven en países en vías de desarrollo. Según el índice de Falkenmark, se establece que un país o región sufre estrés hídrico cuando los recursos anuales de agua son menores de 1700 metros cúbicos por persona y año. Actualmente, el continente africano posee el mayor número de regiones afectadas por la escasez de recursos hídricos, donde más de la cuarta parte de la población sufre estrés hídrico.

De acuerdo a estudios realizados por la ONU, se estima que en 2025 los recursos hídricos de un gran número de países africanos disminuirán hasta los 1000 metros cúbicos por habitante y año. Como se puede ver en la figura 2, los países más afectados serán aquellos situados en África Septentrional, la costa Este de África y Sudáfrica.

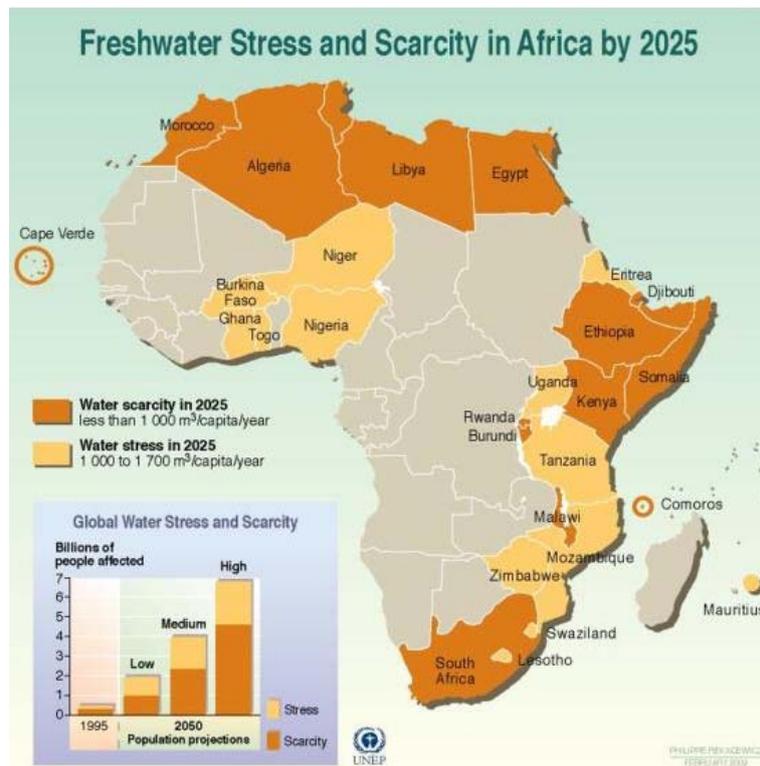


Figura 2: Estrés hídrico en África en 2025.

Fuente: Philippe Rekacewicz, UNEP/GRID-Arendal.

1.4 El derecho al agua

La Asamblea General de las Naciones Unidas reconoció a través de la Resolución 64/292, aprobada el 28 de julio de 2010, el derecho humano al agua y al saneamiento. En dicha resolución se establecen los siguientes tres puntos;

“1. Reconoce que el derecho al agua potable y el saneamiento es un derecho humano esencial para el pleno disfrute de la vida y de todos los derechos humanos;

2. Exhorta a los Estados y las organizaciones internacionales a que proporcionen recursos financieros y propicien el aumento de la capacidad y la transferencia de tecnología por medio de la asistencia y la cooperación internacionales, en particular a los países en desarrollo, a fin de intensificar los esfuerzos por proporcionar a toda la población un acceso económico al agua potable y el saneamiento;

3. Acoge con beneplácito la decisión del Consejo de Derechos Humanos de pedir a la experta independiente sobre las obligaciones de derechos humanos relacionadas con el acceso al agua potable y el saneamiento que presente un informe anual a la Asamblea General¹³, y alienta a la experta independiente a que siga trabajando en todos los aspectos de su mandato y a que, en consulta con todos los organismos, fondos y programas pertinentes de las Naciones Unidas, incluya en el informe que le presente en su sexagésimo sexto período de sesiones las principales dificultades relacionadas con el ejercicio del derecho humano al agua potable y el saneamiento y su efecto en la consecución de los Objetivos de Desarrollo del Milenio.” Asamblea General de las Naciones Unidas, Resolución 64/292, a 28 de julio de 2010.

El reconocimiento del derecho humano al agua, supuso un estímulo para que tanto los gobiernos como el resto de organizaciones no gubernamentales incrementaran sus esfuerzos en tratar de satisfacer dicha necesidad.

El derecho humano al agua establece una serie de características y condiciones necesarias que se deben cumplir con el fin de asegurar una disponibilidad suficiente, accesible, saludable, aceptable y asequible. En la figura 3 se pueden observar dichas características.

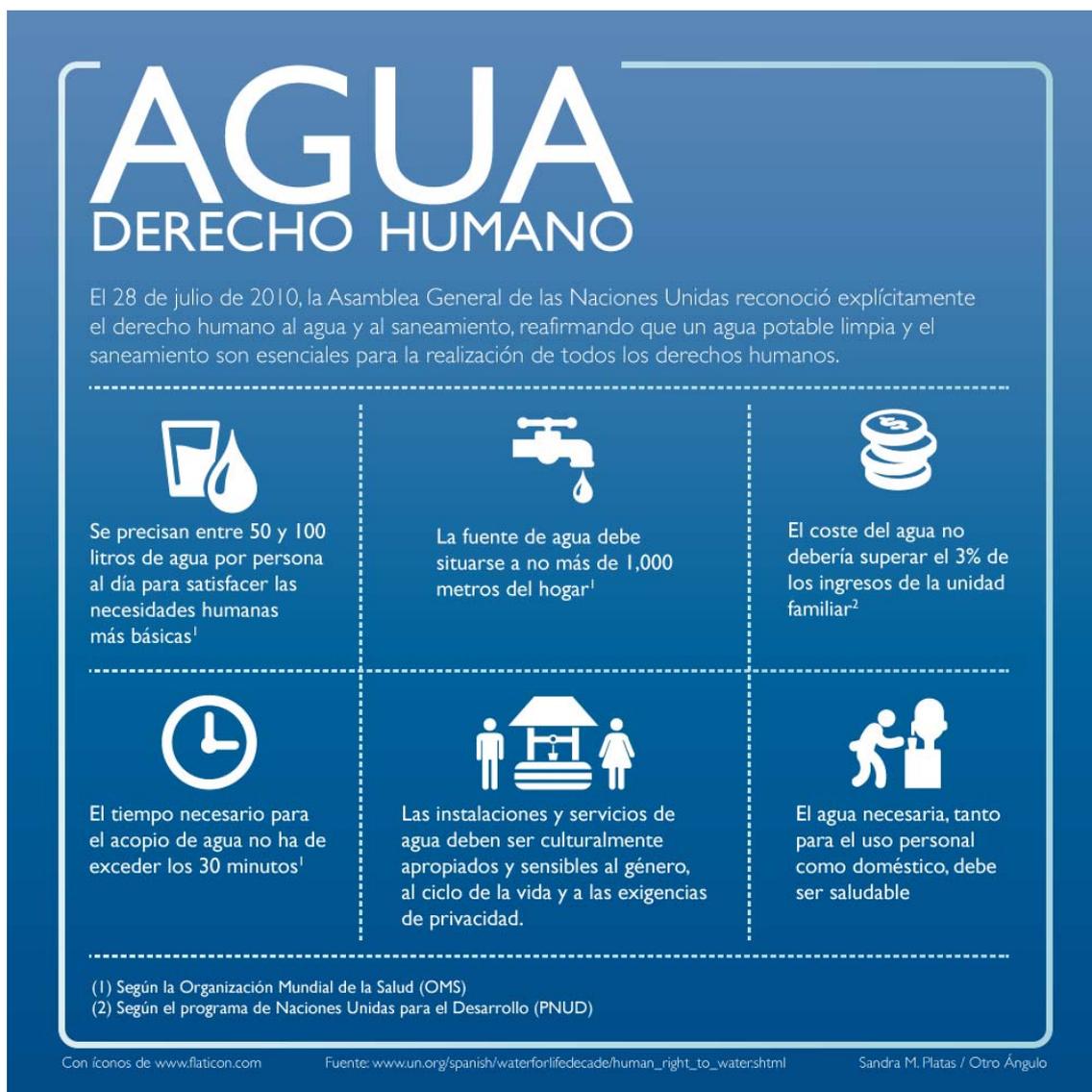


Figura 3: Puntos necesarios para el cumplimiento del derecho humano al agua.
http://www.otroangulo.info/fabricaweb/wp-content/uploads/info_agua.png

2. Propiedades del agua salada y parámetros a controlar

En los siguientes apartados se describirán las distintas propiedades del agua y en especial las referentes al agua salada y los parámetros a tratar con tal de obtener agua potable.

2.1 Propiedades del agua salada

Las propiedades del agua salada se pueden dividir en propiedades físicas y en propiedades químicas. Las propiedades físicas del agua se dividen en: eléctricas, acústicas, térmicas, ópticas y la densidad. Por otro lado, en las propiedades químicas se encuentran la clorinidad, salinidad y pH.

2.1.1 Propiedades Físicas

Las propiedades físicas del agua salada son muy diferentes a las presentadas por el agua dulce debido a la presencia de sales disueltas. Estas propiedades varían de acuerdo a la concentración de sales que posea.

- **Propiedades térmicas.** Depende directamente de la cantidad de radiación absorbida procedente del sol y de la cantidad de la misma devuelta a la atmósfera. Por tanto, la absorción de la radiación puede ser mayor o menor en función de la latitud. Las propiedades térmicas del agua afectan de forma directa sobre otras propiedades como la densidad, la salinidad o concentración de sales disueltas.
- **Propiedades eléctricas.** La conductividad eléctrica del agua salada es mucho mayor que la conductividad del agua dulce. Esto es debido a una mayor concentración de sales. Medir la conductividad eléctrica en el agua es un método muy común para determinar la concentración salina.

- **Características acústicas.** Las ondas acústicas en el mar se propagan a una velocidad entre los 1400 y 1600 metros por segundo a diferencia de los 340 metros por segundo, velocidad a la que se propagan en la atmósfera. Esto es debido a que el agua de mar absorbe en menor medida las ondas sonoras a diferencia de la atmósfera donde las ondas se absorben con mayor facilidad. La velocidad de propagación de las ondas sonoras en el agua de mar depende principalmente de tres factores; la temperatura, la salinidad y la presión. A mayor temperatura, concentración de sal y presión, mayor será la velocidad de propagación.
- **Características ópticas.** La transparencia de las aguas oceánicas cambia a medida que aumenta la profundidad y por la influencia de diversos factores como las partículas en suspensión, la capacidad de absorber o dispersar la radiación y la turbidez del agua. La transparencia media del agua de mar oscila entre 1 y 66 metros, siendo mayor en las aguas oceánicas que en las aguas costeras.
- **Densidad.** Debido a la presencia de sales disueltas, la densidad media del agua salada de los mares y océanos es de 1027 Kg/m³. La densidad del agua salada puede variar dependiendo de la concentración de sales y la temperatura. A una mayor concentración de sales mayor es la densidad, mientras que cuanto mayor es la temperatura menor es la densidad.

2.1.2 Propiedades químicas

2.1.2.1 Salinidad

Es la característica más importante del agua salada. Esta propiedad física afecta a la mayoría de las propiedades físicas del agua. Aunque la composición química del agua varía de un mar a otro, en la tabla 1 se presenta la composición química media por cada litro de agua de mar.

**Composición detallada del agua de mar
a 3.5% de salinidad
Parámetros químicos**

| Elemento | ppm | Elemento | ppm |
|----------------------------|-----------|----------------|------------|
| Hidrógeno H ₂ O | 110,000 | Molibdeno Mo | 0,01 |
| Sodio NaCl | 883,000 | Rutenio Ru | 0,0000007 |
| Cloruro NaCl | 10,800 | Rodio Rh | . |
| Magnesio Mg | 19,400 | Paladio Pd | . |
| Sulfuro S | 1,290 | Plata Ag | 0,00028 |
| Potasio K | 904 | Cadmio Cd | 0,00011 |
| Calcio Ca | 392 | Indio In | . |
| Bromuro Br | 411 | Estaño Sn | 0,00081 |
| | 67,3 | Antimonio Sb | 0,00033 |
| Helio He | 0,0000072 | Teluro Te | . |
| Litio Li | 0,170 | Iodo I | 0,064 |
| Berilio Be | 0,0000006 | Xenón Xe | 0,000047 |
| Boro B | 4,450 | Cesio Cs | 0,0003 |
| Carbono C | 28,0 | Bario Ba | 0,021 |
| Ion Nitrógeno | 15,5 | Lantano La | 0,0000029 |
| Fluoruro F | 13 | Cerio Ce | 0,0000012 |
| Neón Ne | 0,00012 | Praseodimio Pr | 0,00000064 |
| Aluminio Al | 0,001 | Neodimio Nd | 0,0000028 |
| Sílice Si | 2,9 | Samario Sm | 0,00000045 |
| Fósforo P | 0,088 | Europio Eu | 0,0000013 |
| Argón Ar | 0,450 | Gadolinio Gd | 0,0000007 |
| Escandio Sc | <0,000004 | Terbio Tb | 0,0000014 |
| Titanio Ti | 0,001 | Disprobio Dy | 0,00000091 |
| Vanadio V | 0,0019 | Holmio Ho | 0,00000022 |
| Cromo Cr | 0,0002 | Erbio Er | 0,00000087 |
| Manganeso Mn | 0,0004 | Tulio Tm | 0,00000017 |
| Hierro Fe | 0,0034 | Yterbio Yb | 0,00000082 |
| Cobalto Co | 0,00039 | Lutecio Lu | 0,00000015 |
| Níquel Ni | 0,0066 | Hafnio Hf | <0,000008 |
| Cobre Cu | 0,0009 | Tantalio Ta | <0,0000025 |
| Zinc Zn | 0,005 | Tungsteno W | <0,000001 |
| Galio Ga | 0,00003 | Renio Re | 0,0000084 |
| Germanio Ge | 0,00006 | Osmio Os | . |
| Arsénico As | 0,0026 | Iridio Ir | . |
| Selenio Se | 0,0009 | Platino Pt | . |
| Criptón Kr | 0,00021 | Oro Au | 0,000011 |
| Rubidio Rb | 0,120 | Mercurio Hg | 0,00015 |
| Estroncio Sr | 8,1 | Talio Tl | . |
| Itorio Y | 0,000013 | Plomo Pb | 0,00003 |
| Zirconio Zr | 0,000026 | Bismuto Bi | 0,00002 |
| Niobio Nb | 0,000015 | Torio Th | 0,0000004 |
| | | Uranio U | 0,0033 |
| | | Plutonio Pu | . |

Nota: ppm = partes por millón = mg/litro = 0.001g/kg.

Tabla 1: Composición química del agua de mar.

Fuente: Turekian, Karl K, Océanos. Prentice Hall.

Tras diversos estudios en los distintos mares y océanos, se puede establecer que la salinidad media del agua salada es de un 3,5% con ligeras variaciones entre los distintos océanos y mares. Por ejemplo, la concentración media de sal del océano Pacífico es de 3,462%, la del Índico es de 3,476% o por ejemplo la del Mar Mediterráneo oscila entre 3,6 y 3,9%.

La salinidad del agua además de variar en función del océano, mar o localización, también se ve afectada por otros factores como la profundidad y la temperatura. A mayor temperatura, mayor será la cantidad de sales disueltas. En la tabla 2, se puede observar como a medida que disminuye la temperatura, la concentración de sal disminuye.

| <i>Temperatura 0° C</i> | <i>Salinidad</i> |
|-----------------------------|------------------|
| 26.44 | 37.45 |
| 18.21 | 36.02 |
| 13.44 | 35.34 |
| 9.46 | 35.11 |
| 6.17 | 34.90 |
| 5.25 | 34.05 |

Tabla 2: Salinidad en función de la temperatura del agua.

Cortesía de www.cubaeduca.cu

2.1.2.2 Clorinidad y pH

La clorinidad establece la cantidad de cloro contenido en un kilogramo de agua. La clorinidad suele usarse para medir la salinidad del agua. Martin Knudsen, científico danés, determinó la cantidad de sal en función del contenido en cloro del agua. La relación entre clorinidad y salinidad se ha definido para los distintos mares y océanos desarrollándose unas tablas que permiten el cálculo de la concentración de sal a partir de la clorinidad con una precisión de dos centésimas de gramo. A estas tablas se les denomina Tablas Hidrográficas de Knudsen.

El pH es una medida de acidez de una disolución y establece la concentración de iones hidrógeno (H^+). El agua salada de los mares u océanos es alcalina y su pH varía entre 7,5 y 8,4. EL pH varía en función de varios factores como la temperatura, salinidad, presión o profundidad. Al aumentar la temperatura del agua, el pH del agua disminuye.

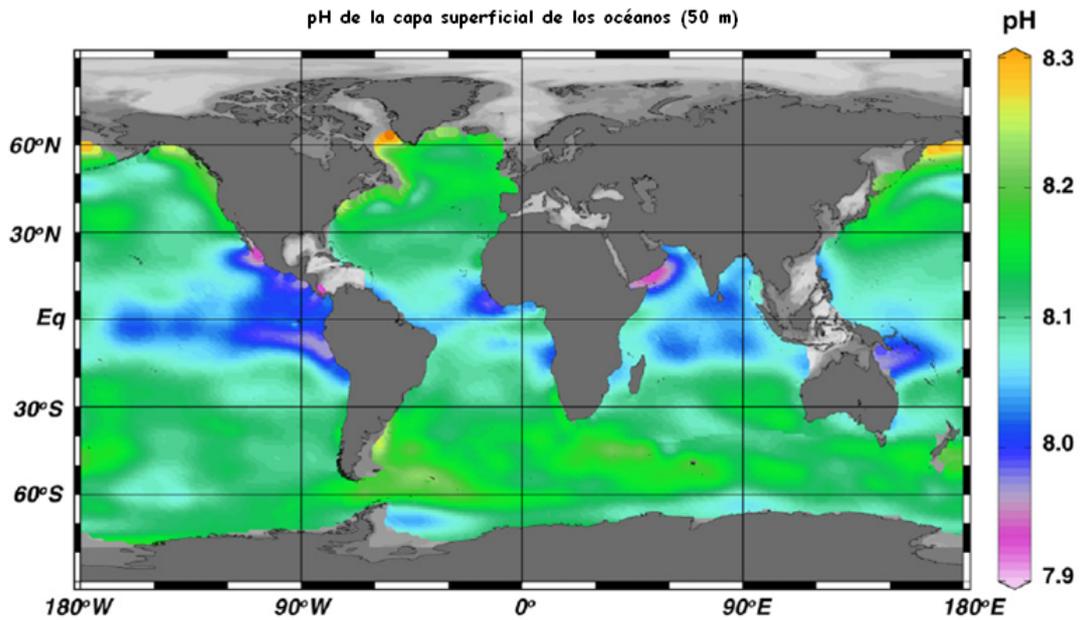


Figura 4: Variación del pH en los océanos
Cortesía de <http://cambioclimaticoenergia.blogspot.com.es/>

2.14 Consecuencias del consumo de agua de mar

Las células del cuerpo poseen una membrana semipermeable que permite el paso de ciertas sustancias como el agua, dióxido de carbono, aminoácidos, oxígeno o glucosa, pero no permiten el paso de otras sustancias como la sacarosa, el almidón o las proteínas. A este proceso de selección se le denomina osmosis celular. Esta membrana es la encargada de regular la concentración de sal en el interior de las células.

La concentración de sal del cuerpo humano es tres veces menor que la de los mares y océanos. Por tanto, el consumo de agua de mar, supondría un aumento excesivo de la concentración de la sal en la sangre alterando el comportamiento del organismo. Cuando la concentración de sal fuera la célula es mayor que la concentración de dentro, las células expulsan el agua de su interior con la finalidad de igualar la concentración y posteriormente eliminarla. Por tanto, las células al expulsar el agua de su interior quedan sin el agua necesaria para el desarrollo normal de sus funciones. Todo esto se traduce en un proceso de deshidratación.

Después de la deshidratación aparecerán otros síntomas como un aumento del ritmo cardíaco, náuseas, disminución de la presión sanguínea, delirios y debilidad.

3. Desalinización: Antecedentes y Procesos

Los primeros sistemas de desalinización datan del siglo XVI, donde sencillos sistemas de desalación por evaporación eran instalados en los barcos para suministro de agua en casos de emergencia. Pero, no es hasta mediados del siglo XX (1955) cuando se desarrolla el primer sistema moderno de desalación súbita multietapa (MSF). Seguidamente, en el año 1959, se desarrolló el primer sistema de desalación multietapa (MED) en Aruba. Al año siguiente, se fabricó la primera membrana de osmosis inversa compuesta por acetato de celulosa. Esta membrana permitía el paso del agua y el rechazo de las sales a presiones muy elevadas. Como consecuencia de este desarrollo, las tecnologías destinadas a la desalación por osmosis inversa empezaron a desarrollarse y fue en 1965 cuando se inauguró la primera central de desalación por osmosis inversa en California.

Aunque las tecnologías de desalinización estén muy desarrolladas, su implantación no crece al ritmo que se esperaba debido al alto consumo de energía frente a las potabilizadoras de agua dulce.

3.1 Métodos de desalinización

En este apartado se explican los distintos métodos existentes para la desalinización del agua y los procesos presentes en cada método. Se desarrollará con mayor detalle el método por osmosis inversa al ser objeto principal de estudio del proyecto.

En la actualidad existen multitud de métodos para la separación del agua y la sal. En la tabla 4, se pueden observar las distintas tecnologías y la energía empleada. Aunque en la tabla puedan observarse más de diez tipos, no todos se usan para desalinizar agua en grandes cantidades. Los distintos métodos de desalinización están divididos en dos grupos, desalinización térmica o cambio de fase y por membranas. En el primer grupo se encuentran aquellas tecnologías en las que es necesario un aporte o extracción de energía con el fin de obtener un cambio de fase, ya sea por evaporación o congelación. Dentro de este grupo se encuentra la destilación por múltiple efecto (MED), evaporación súbita por efecto flash (MSF), desalinización por congelación (CO) y la compresión de vapor (CV).

En el segundo grupo se encuentran los grupos que emplean la tecnología de membranas para separar el agua de la sal. En este grupo se encuentra la desalinización por osmosis inversa (OI) o por electrodiálisis (ED).

| Proceso | Energía | Método | Simbología |
|--------------------------|-----------|------------------------------|------------|
| Evaporación | Térmica | Evaporación Súbita | MSF |
| | | Destilación Multiefecto | MED |
| | | Termo compresión de vapor | TVC |
| | | Destilación solar | DS |
| Cristalización | Térmica | Congelación | CO |
| | | Formación de Hidratos | FH |
| Filtración y Evaporación | Térmica | Destilación con membranas | DC |
| Evaporación | Mecánica | Compresión Mecánica de Vapor | CV |
| Filtración | Mecánica | Osmosis Inversa | OI |
| Filtración Selectiva | Eléctrica | Electrodiálisis | ED |
| Química | Eléctrica | Intercambio | ITI |

Tabla 3: Procesos de desalinización de agua

3.1.1 Destilación por múltiple efecto (MED)

La desalinización por MED consiste en hacer pasar el agua por múltiples evaporadores en serie. El proceso se basa en alimentar el sistema mediante vapor procedente de una fuente externa en la primera etapa. En esa misma etapa el agua salada es pulverizada sobre los tubos de vapor, produciéndose una evaporación en la cara de los mismos. En cada etapa se disminuye la presión, necesitando así una temperatura menor para la evaporación, y se aprovecha el calor de condensación e la etapa anterior para calentar el agua destilar en la siguiente etapa. El agua de mar que no se ha evaporado o condensado es bombeada hasta la siguiente etapa donde se volverá a pulverizar sobre los tubos que transportan el vapor formado en la etapa anterior. Finalmente, el vapor de extraído de la evaporación del agua de mar de la segunda etapa y las posteriores, condensa obteniendo agua dulce.

El porcentaje final de aprovechamiento de agua mediante destilación por múltiple efecto está aproximadamente entre el 30% - 40%, dependiendo de varios factores como la temperatura de entrada del vapor o la calidad de agua de alimentación.

Las estaciones MED suelen tener una capacidad de producción de agua potable de 600 – 30.000 m³/día. Las primeras plantas térmicas de desalinización empleaban la tecnología MED pero fueron rápidamente sustituidas por tecnologías MSF, debido a un menor coste y una mayor capacidad.

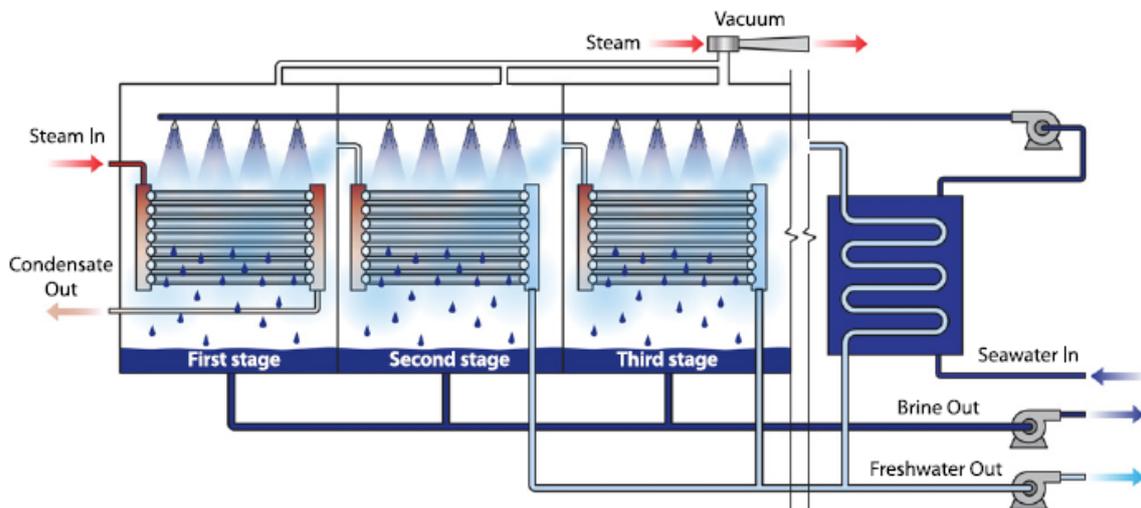


Figura 6: Esquema simplificado de destilación por múltiple efecto (MED)

Cortesía de National Renewable Energy Laboratory Golden

3.1.2 Desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF)

El principio de funcionamiento de este método se basa en la evaporación y posterior condensación del agua de mar. Este método es muy parecido al método MED anteriormente explicado, pero con algunas diferencias.

En este método la mezcla de alimentación se calienta mediante un intercambiador de calor en el cual es necesario el uso de una fuente externa de calor. El agua calentada entra en

una cámara a una presión menor por debajo de la presión de saturación produciéndose una evaporación súbita. Dicho vapor se condensa mediante intercambiadores de calor cediendo calor al agua que no se ha evaporado y pasa a la siguiente etapa donde la presión es menor a la etapa anterior.

El agua de alimentación se mezcla con la sal muera, formando la mezcla de alimentación con el fin de aumentar la eficiencia del proceso y reducir el porcentaje de agua de rechazo.

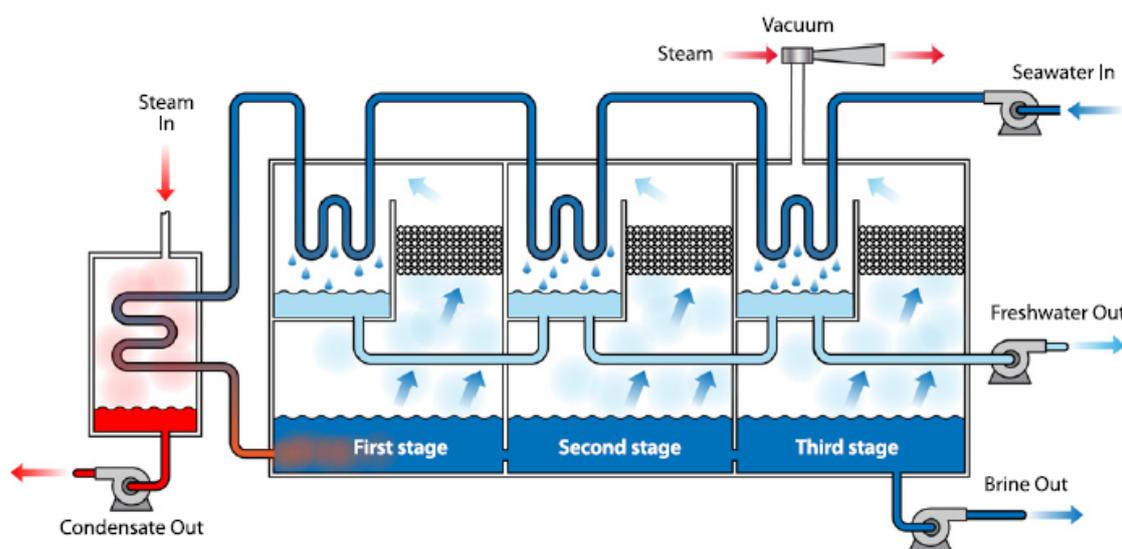


Figura 7: Esquema simplificado de desalación mediante evaporación súbita por efecto flash
Cortesía de National Renewable Energy Laboratory Golden

Estos sistemas son difíciles de operar y mantener debido a la complejidad de los sistemas de condensación, intercambiadores de calor, sistemas de purga y control del agua de rechazo.

La capacidad media de producción de agua planta de las plantas MSF varían entre 10.000 – 35.000 m³/día, dependiendo del número de etapas pudiendo variar entre 4 y 40.

En los últimos años, las plantas desalinizadoras mediante MSF han sustituido a las plantas MED siendo la segunda tecnología con mayor capacidad mundial por detrás de la desalinización mediante osmosis inversa (OI).

3.1.3 Desalinización por congelación

Este método consiste en enfriar el agua salada bajo condiciones controladas de tal manera que se formen cristales de hielo de agua dulce, para posteriormente fundirlos y tratar el agua obtenido para hacerla apta para el uso o consumo. El sistema presenta una serie de ventajas e inconvenientes frente al método MED. Por un lado, el consumo energético y la corrosión de las instalaciones son menores. Por otro lado, la complejidad de la instalación es mayor debido a los sistemas de aislamiento necesarios para mantener la temperatura de congelación y los sistemas de extracción de los cristales de hielo formados.

Actualmente existen dos técnicas para la desalinización por congelación:

- Congelación por expansión. El agua de mar se pulveriza en una cámara a una temperatura de -4°C y una presión de 0,004 bares. Debido a la baja presión, el agua pulverizada se evapora, para instantes después congelarse debido a la baja temperatura. Con el fin de mantener el vacío en la cámara, es necesario extraer el vapor de agua continuamente.

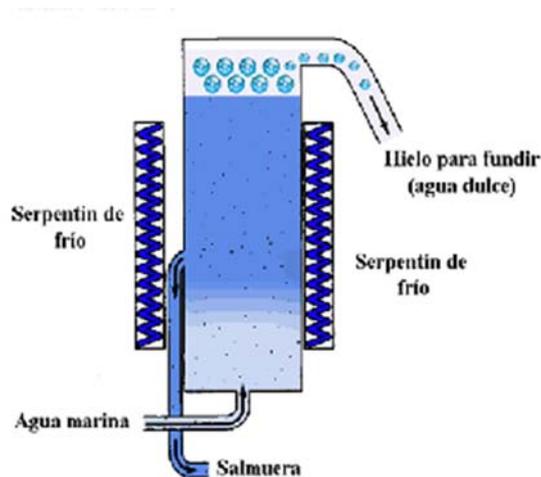


Figura 8: Esquema simplificado de desalinización por congelación mediante un compuesto refrigerante

Cortesía de <http://desalinizandoelaguakvp.blogspot.fi/p/congelacion.html>

- Congelación mediante refrigerante. Consiste en congelar el agua con ayuda de un compuesto refrigerante que circula a través de un serpentín alrededor del recipiente donde está el agua. De esta manera se consigue enfriar el agua salada formándose los cristales de agua pura en la superficie.

3.1.4 Desalinización por compresión de vapor

Este proceso consiste en evaporar el agua mediante el calor producido por la condensación del vapor comprimido. El agua de alimentación pasa por un intercambiador de calor para aumentar su temperatura. Esa misma agua se mezcla con parte de la sal muera extraída con el fin de aumentar la efectividad del proceso y juntas forman la mezcla de alimentación. Dicha mezcla se pulveriza sobre los tubos del condensador. Al calentarse la mezcla parte se evapora formando vapor, el cual es aspirado hacia el compresor donde se comprime convirtiéndose en vapor recalentado. Este vapor pasa por el interior de los tubos del evaporador cediendo calor a la mezcla pulverizada de agua y sal muera. Finalmente, el vapor pasa por el intercambiador cediendo calor al agua de entrada y condensa obteniendo agua dulce. En la figura 8 se observa un esquema simplificado de las diferentes partes del proceso y del recorrido explicado.

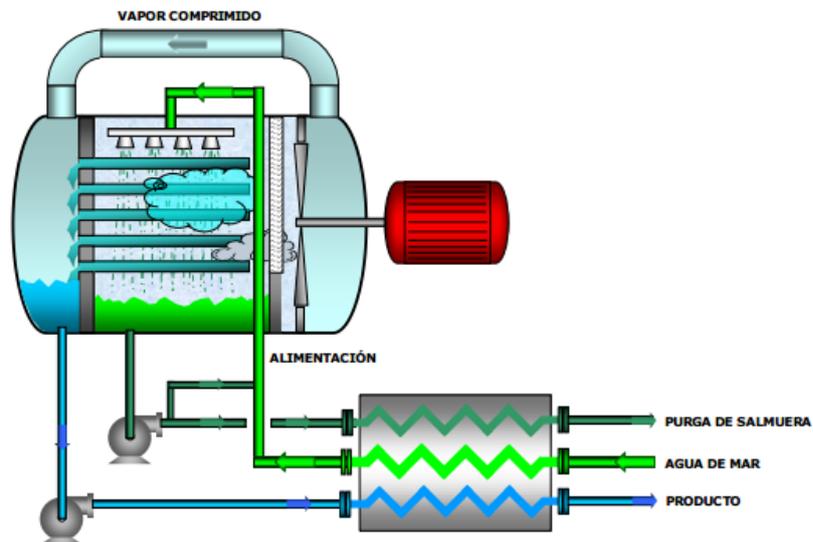


Figura 9: Esquema simplificado de desalinización por compresión de vapor

Cortesía de Ecoagua Ingenieros

3.1.5 Desalinización mediante sistemas de electrodiálisis

La desalinización mediante electrodiálisis consiste en disociar el NaCl en iones positivos Na^+ e iones negativos Cl^- para seguidamente hacer pasar estos iones a través de membranas selectivas mediante una corriente eléctrica. Para conseguir este fenómeno se colocan varios electrodos seguidos en los cuales se aplica una diferencia de potencial de tal manera que los iones positivos Na^+ serán atraídos por el electrodo negativo o cátodo mientras que los iones negativos Cl^- serán atraídos por el electrodo positivo o ánodo. Finalmente, colocando la membrana selectiva entre ambos se conseguirá que el agua se desalinice poco a poco. Finalmente, el agua dulce obtenida es extraída y bombeada para su posterior tratamiento. En la figura 9 se observa un esquema simplificado de un sistema de electrodiálisis.

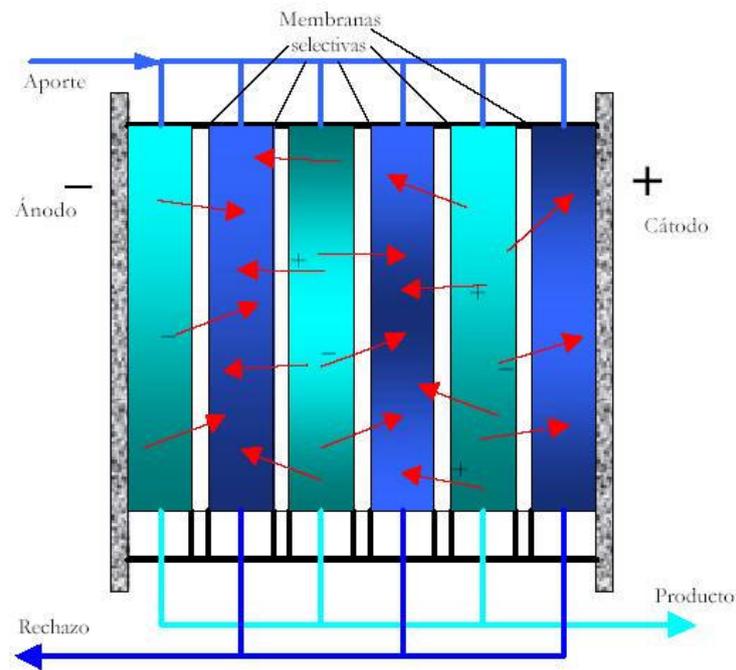


Figura 10: Esquema simplificado de desalinización por electrodiálisis.

Cortesía de <http://www.elaguapotable.com/desalacion.htm>

La capacidad de producción típica de este tipo de plantas varía entre 2 – 145.000 $\text{m}^3/\text{día}$. A diferencia de las tecnologías térmicas, las estaciones con membranas, ya sean de osmosis inversa o de electrodiálisis tienen un límite inferior de producción.

Esto es debido a que, en las plantas térmicas, debido a la gran cantidad de energía que es necesario aportar al sistema, no es rentable producir pequeños volúmenes de agua potable.

3.1.6 Osmosis inversa

La ósmosis es un proceso físico que tiene lugar de forma constante en la naturaleza. Este proceso se produce cuando dos soluciones de diferentes concentraciones se encuentran separadas por una membrana semipermeable produciéndose una diferencia de presiones a ambos lados de la membrana. Dicha membrana permite el paso del solvente, pero no del soluto, consiguiendo así que la disolución menos concentrada pase a través de la membrana hasta igualar las presiones a ambos lados. La diferencia de altura obtenido cuando ambas soluciones tienen la misma concentración se denomina presión osmótica.

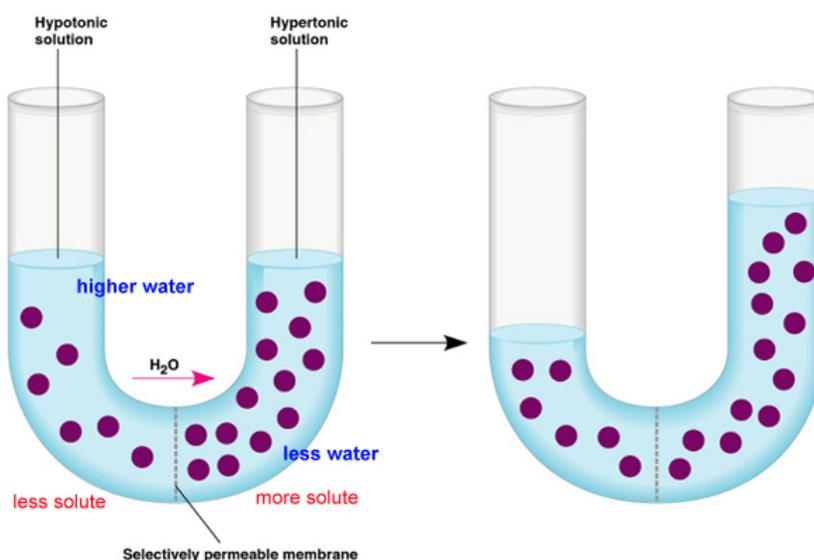


Figura 11: Esquema simplificado del proceso de osmosis
Cortesía de Addison Wesley Longman, Inc, 1999.

El proceso de osmosis inversa consiste en hacer pasar por la membrana semipermeable la solución con mayor concentración en soluto hacia el lado con menor concentración. Para conseguir que esto ocurra es el aporte de energía externa en forma de presión. Dicha presión es aplicada en la zona de mayor concentración y tiene que ser mayor que la

presión osmótica. Dicha presión depende de la cantidad de sales disueltas en el agua y la concentración final que se desea obtener.

En la desalinización por osmosis inversa se pueden diferenciar cuatro fases; pretratamiento, bombeo de alta presión, membranas de osmosis inversa y post-tratamiento. En la fase de pretratamiento se encuentran las fases de filtración, esterilización y adición de cloro y otras sustancias químicas.

Al no ser necesario un cambio de fase durante el proceso de osmosis inversa, la energía empleada dependerá del consumo eléctrico de las distintas bombas del proceso. La mayor parte del consumo vendrá dado por las bombas de alta presión necesarias para que se produzca el fenómeno de ósmosis inversa. La presión necesaria puede variar desde los 17 bar necesarios para el agua salubre, hasta los 55 - 82 bar necesarios en el agua de mar.

La desalinización mediante osmosis inversa es el proceso más utilizado en todo el mundo con más de la mitad de la producción total. Por otro lado, cabe destacar el amplio rango de producción de este método ya que su producción puede variar desde los 0,1 m³/ día, en el uso doméstico y en barcos, hasta los 600.000 m³/día en plantas destinadas a la distribución en masa.

3.2 Análisis energético de los principales procesos

El consumo mínimo de energía necesario para separar el agua salada en agua potable y sal muera concentrada bajo condiciones ideales, es común a todos los procesos, independientemente de la tecnología empleado y del número de etapas. Esta energía mínima necesaria viene determinada por la diferencia entre la energía libre del flujo de entrada y el de salida.

Por tanto, según la ecuación de Van't Hoff y la variación de la energía libre de Gibbs, se puede determinar que para desalinizar agua a 25° C y con una concentración del 33%, el trabajo mínimo necesario es 0,77 kW h/m³.

Sin embargo, la energía empleada en los procesos de desalinización es mucho mayor que el mínimo requerido. Actualmente, la energía consumida en las plantas desalinizadoras es de 5 a 26 veces mayor que el mínimo requerido, dependiendo de la tecnología y el tipo de energía que utilice. Esto se debe a la cantidad de irreversibilidades e ineficiencias que ocurren durante los procesos como; el rendimiento de las bombas, pérdidas térmicas, pérdidas por fricción, rendimiento de las membranas o coeficientes de transmisión térmica.

Las pérdidas están directamente relacionadas con el proceso empleado para la desalinización, ya que no todos los procesos emplean el mismo tipo, ni la misma fuente de energía. En los procesos de desalinización térmica o de cambio de fase, se necesitan dos fuentes de energía diferentes. Por un lado, se necesita energía en forma de calor con el fin de evaporar el agua, y por otro lado se necesita electricidad para las bombas y sistemas de control. Por otro lado, en los procesos de desalinización por membranas únicamente se necesita electricidad ya que no es necesario aportar energía en forma de calor.

3.2.1 Análisis energético de los procesos de desalinización térmica

La energía necesaria para hervir un metro cúbico de agua es aproximadamente 650 kWh. Sin embargo, los procesos de desalinización se desarrollan en varias etapas aprovechando la energía de la etapa anterior aumentando la eficiencia y disminuyendo la cantidad de energía necesaria.

La eficiencia de estos procesos se mide mediante dos parámetros equivalentes, GOR y PR. El parámetro GOR (Gain Output Ratio) relaciona la cantidad de agua destilada por kilo de vapor alimentado al sistema. Por otro lado, el parámetro PR (Performance Ratio) mide la relación entre la cantidad de agua destilada en kilogramos por cada 2326 kJ.

3.2.1.1 Análisis energético. Destilación por múltiple efecto (MED)

En este tipo de plantas, la mayor parte del consumo energético se debe al calor aportado en la evaporación del agua en la primera fase. En la actualidad, las plantas MSF operan con un GOR medio de 10 kg/kgv. Es decir, consumen una media de 230 MJ/ m³ de agua destilada. Pero, para poder comparar las distintas tecnologías, es necesario convertir todas las unidades de energía a su equivalente eléctrico. Por tanto, un consumo de 230 MJ/m³ equivale a 19,1 kW he/m³. Por otro lado, la energía eléctrica total consumida por las bombas y el resto de sistemas es de 3 kW he/m³. Dicha energía ha ido disminuyendo debido a las mejoras en el rendimiento de las bombas, una mayor eficiencia de os sistemas y un menor consumo de los sistemas de control.

En la figura 12 se puede observar cómo ha ido aumentando el valor del parámetro GOR y disminuyendo el consumo de energía eléctrica durante los últimos años, y el valor que se prevé en un futuro.

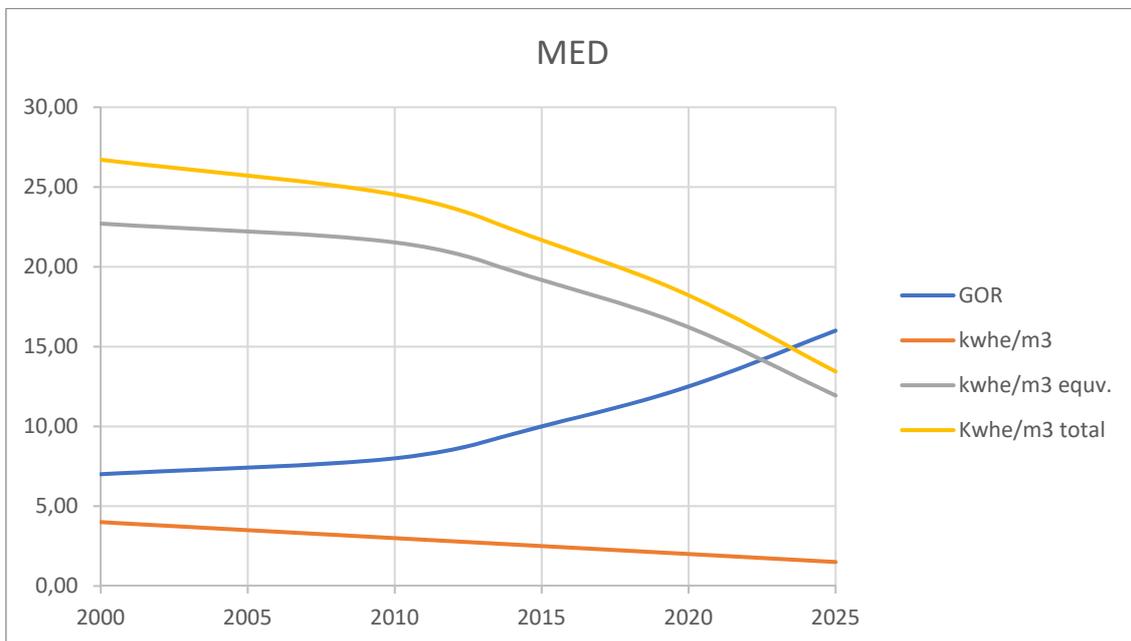


Figura 12: Parámetros de consumo eléctrico de las plantas MED

Por tanto, se puede observar como ha ido disminuyendo el consumo energético del proceso a medida que aumentaba el GOR. Si bien se ha conseguido disminuir el consumo de las bombas y los sistemas eléctricos, la mayor parte del ahorro energético se da en los kW he/m³ es decir en la energía calorífica necesaria para obtener un metro cúbico de agua.

Según la figura 12, se observa como en los últimos años el consumo energético por metro cúbico de agua ha disminuido desde 29,5 kW he/m³ en el año 2000, hasta 24 kW he/m³ en la actualidad.

3.2.1.2 Análisis energético. Desalación mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF)

El consumo energético de las plantas MSF dependen de múltiples factores como la temperatura del vapor de alimentación, temperatura del disipador de calor, número de etapas, concentración de sal o el diseño de los intercambiadores de calor. Al igual que la desalinización por MED, la mayor parte del consumo energético se da en forma de calor en la primera etapa, siendo el consumo eléctrico de las bombas casi despreciable.

Actualmente, las plantas MSF se diseñan con unos valores de GOR entre 8 y 10. Esto equivaldría a un consumo entre 282 MJ/m³ y 236 MJ/m³. Dicho consumo expresado en su equivalente eléctrico equivaldría a 23,5 kW he/m³ y 19,6 kW he/m³ respectivamente.

Comparando estos resultados los obtenidos en la desalinización mediante MED, se observa que el consumo es mayor en la evaporación súbita por efecto flash. Esto se debe a que la temperatura necesaria para evaporar el agua es menor en la destilación por múltiple efecto, donde el flujo de agua salada se encuentra a una temperatura media de 70°, frente a los 100° de la destilación MSF.

En la figura 13, se puede observar cómo ha ido disminuyendo el GOR y el consumo energético de las plantas MSF durante los últimos años.

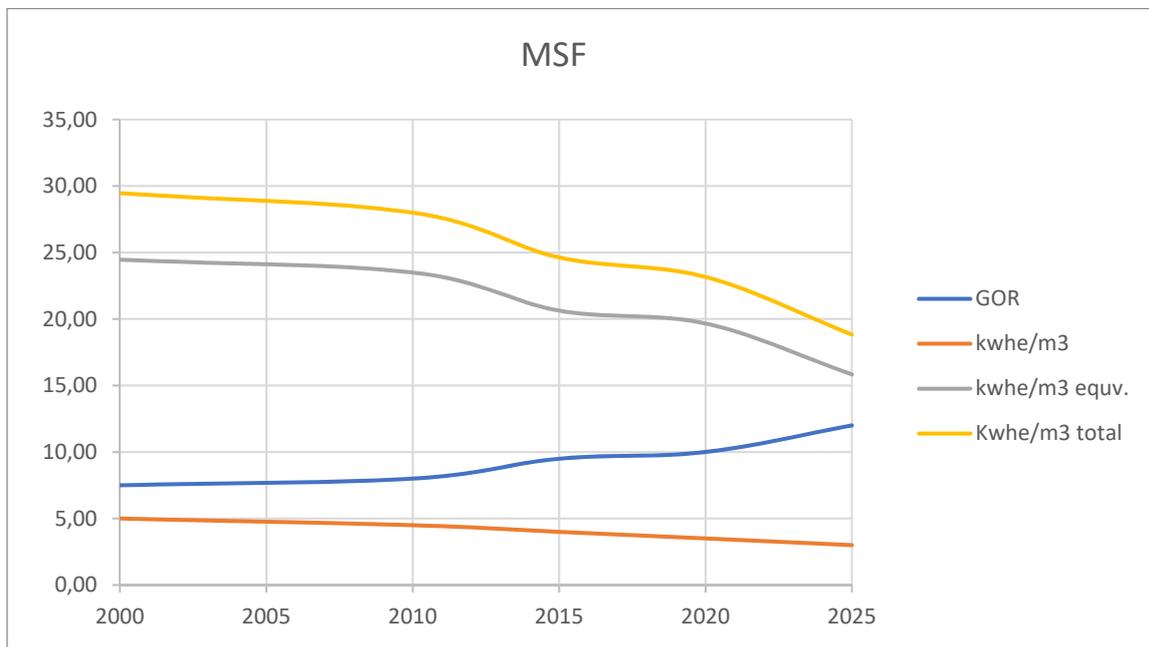


Figura 13: Parámetros de consumo eléctrico de las plantas MSF

3.2.2 Análisis energético de los procesos de desalinización mediante membranas

A diferencia de los procesos anteriormente analizados, los procesos de desalinización mediante membranas no necesitan de energía en forma de calor, siendo la electricidad la única energía empleada en el proceso. Por tanto, la eficiencia de estos procesos no puede expresarse en función del GOR o el PR de la planta ya que estos parámetros miden la cantidad de energía calórica consumida por el proceso. No hay un parámetro específico que mida la eficiencia de estos procesos, y la manera de compararlas es mediante los kWh/m³ consumidos.

En la osmosis inversa únicamente se emplea corriente alterna, mientras que en la electrodiálisis (ED), se precisa tanto de corriente alterna como continua para cargar los electrodos.

3.2.2.1 Análisis energético. Desalación mediante osmosis inversa (OI)

El consumo energético de este método depende en su mayor parte de la salinidad del agua a tratar, del índice de recuperación y del tamaño de la estación de tratamiento de agua. Esto se debe a que cuanto mayor sea la salinidad del agua, mayor será la presión osmótica necesaria y por tanto el consumo energético de las bombas incrementará.

Actualmente, el consumo energético de este método de desalinización varía desde los 3,7 kW he/m³ hasta los 15 kW he/m³ dependiendo de la capacidad de potabilización de agua de la instalación. Los costes más altos están asociados a instalaciones pequeñas de uso doméstico. Para una instalación estándar con una producción entre 20.000 m³/día hasta 30.000 m³/día, el consumo típico oscila entre 4 kW he/m³ y los 6 kW he/m³.

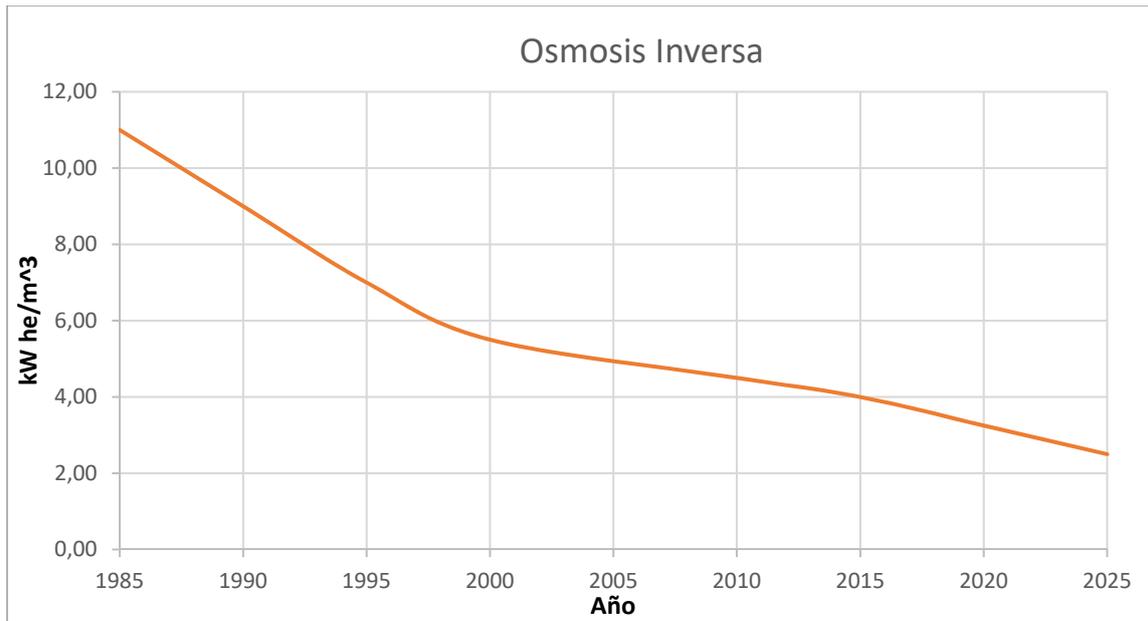


Figura 14: Tendencia del consumo energético de la desalinización mediante osmosis inversa.

En la figura 14, se puede observar cómo ha ido disminuyendo el consumo energético de la desalinización mediante osmosis inversa. Cabe destacar, cómo la disminución del consumo energético del sistema ha ido disminuyendo siendo cada vez más difícil conseguir sistemas energéticos más eficientes.

3.2.2.2 Análisis energético. Desalación mediante electrodiálisis (ED)

Al igual que la desalinización por osmosis inversa, el consumo energético de la electrodiálisis depende de los parámetros del agua de entrada, es decir de la salinidad, temperatura y concentración.

Sin embargo, a diferencia de la ósmosis inversa, la electrodiálisis funciona a presión atmosférica y la energía eléctrica suministrada al sistema se utiliza principalmente en los electrodos para disociar los iones de sal.

La energía empleada en este proceso varía desde los 2,64 kW he/m³, para una salinidad del 2,64%, hasta 5,5 kW he/m³ para una salinidad del 5%.

En la figura 15, se puede observar cómo, al igual que el resto de las tecnologías, ha ido disminuyendo.

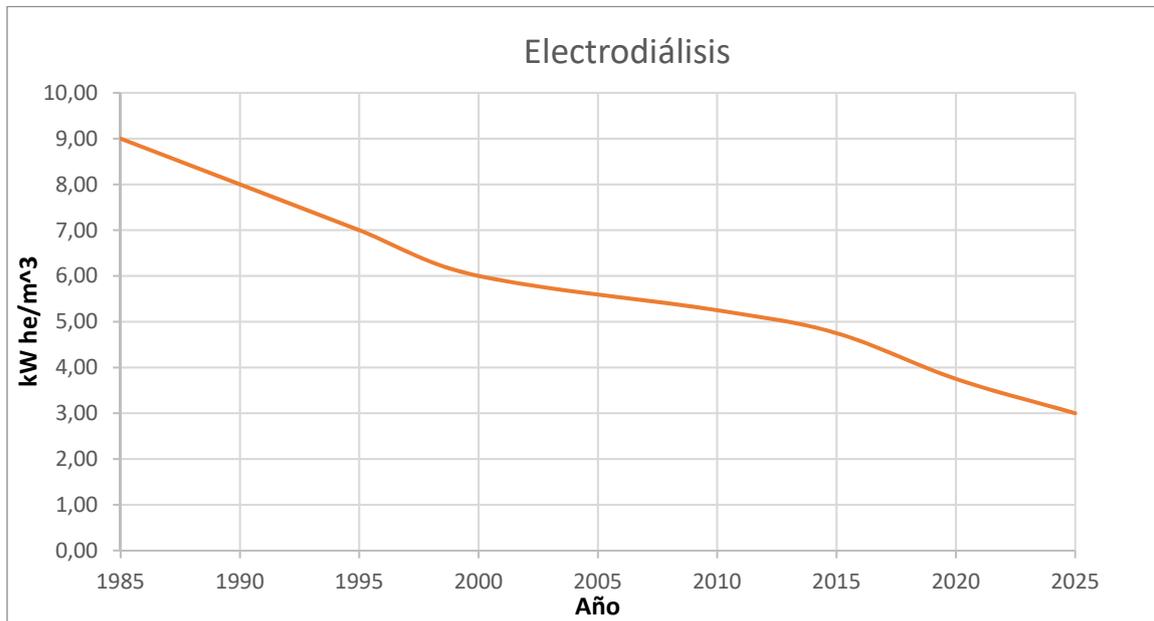


Figura 15: Tendencia del consumo energético de la desalinización por electrodiálisis.

Comparando la figura 14 y la figura 15, se puede observar como el consumo energético medio es menor en la desalinización por electrodiálisis que por osmosis inversa. Esto se debe a que la electrodiálisis se emplea principalmente en agua salobre donde el consumo energético es menor, ya que en la desalinización de agua de mar al ser mayor la concentración de sal, implica que el consumo energético aumente, siendo mayor que en la osmosis inversa.

3.3 Análisis Económico

Al analizar económicamente una planta desalinizadora, los costes se pueden dividir en grupos en función de su naturaleza. Los principales en los que pueden ser agrupados son; inversión inicial, mano de obra y mantenimiento, energía, productos químicos o derivados y la sustitución de componentes durante la vida útil de la planta diferenciando entre membranas y el resto de componentes para las plantas de osmosis inversa.

3.3.1 Análisis económico. Destilación por múltiple efecto (MED)

En la desalinización por múltiple efecto, al igual que en la mayoría de procesos, la energía supone el mayor coste en la producción. En algunos casos puede llegar a ser hasta del 50% del coste por metro cúbico de agua. En la figura 16 se puede observar un desglose de los porcentajes medios asociados a la producción de un metro cúbico de agua mediante MED.

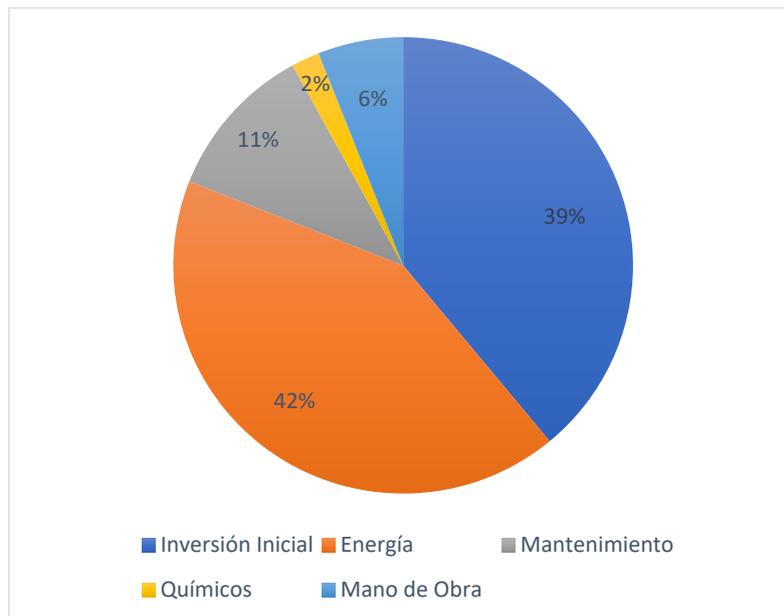


Figura 16: Porcentaje de costes de desalinización mediante MED

Como se puede observar, los principales costes se deben a la energía y a la inversión inicial de construcción de la central. El coste de producción asociado a la construcción de la planta puede variar en función de la capacidad total de la planta, la producción diaria

estimada y la vida útil de la planta. Por tanto, cuanto mayor sea la vida útil y la producción estimada, menor será dicho coste. En la figura 20, se puede observar como a medida que aumenta la capacidad de la planta, la inversión inicial por metro cúbico de agua disminuye. Por otro lado, el coste asociado al mantenimiento y los productos químicos serán constantes en relación con el nivel de producción y variarán en función de la composición y la naturaleza del agua de alimentación de la planta.

Como se vio en el anterior apartado, el consumo energético y por tanto el coste asociado al mismo, también dependen de la capacidad de producción total de la planta. Por tanto, con la finalidad de estudiar la variación de dichos costes, en la figura 21 se puede observar como a medida que aumenta la capacidad total de producción de la planta, el coste por metro cúbico de agua disminuye.

| Capacidad (m ³) | Inversión Inicial (€) | Coste Inicial (€/m ³) | Producción (€/m ³) |
|-----------------------------|-----------------------|-----------------------------------|--------------------------------|
| 10000 | 26.000.000,00 € | 2.600,00 € | 1,17 |
| 50000 | 100.000.000,00 € | 2.000,00 € | 0,89 |
| 275000 | 410.000.000,00 € | 1.490,91 € | 0,67 |
| 500000 | 680.000.000,00 € | 1.360,00 € | 0,6 |

Tabla 4: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para MED

En la tabla 4, se puede observar cómo, tanto el coste inicial por metro cúbico de agua como el coste total de producción disminuyen al aumentar la capacidad de la planta.

3.3.2 Análisis económico. Desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF)

Los costes de producción asociados a este método son muy similares a los de desalinización MED. En ambos procesos la energía supone la mayor de los costes siendo mayor en la desalinización MSF, ya que como se explicó anteriormente, es necesaria aportar una mayor cantidad de energía en la primera etapa.

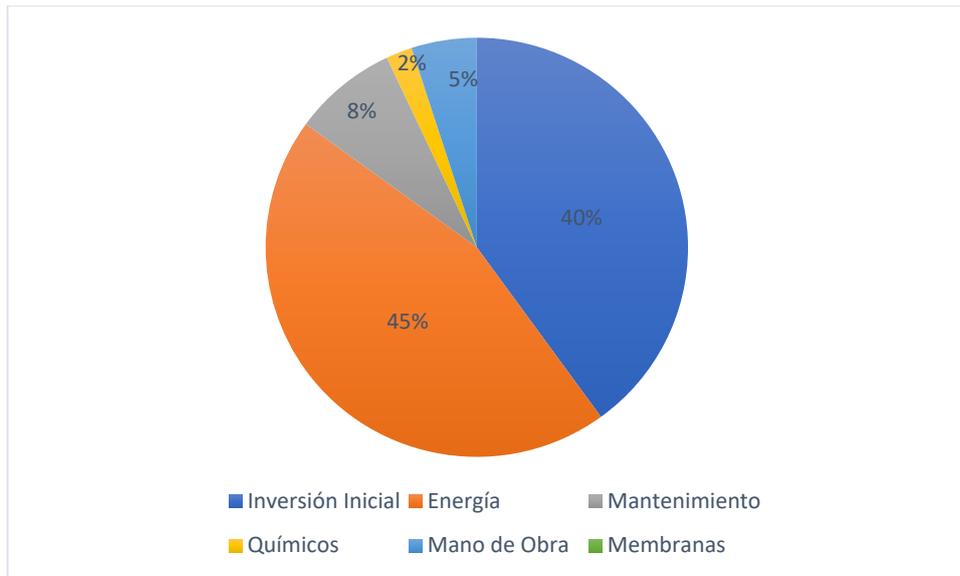


Figura 17: Porcentaje de costes de desalinización mediante MSF

Como se puede observar los costes asociados a la energía y la inversión inicial representan el 85% del coste total de producción. En general la estructura de costes de esta tecnología es muy similar a la desalinización por MED. En la tabla 5, se observan los costes de producción por metro cúbico de agua y el coste inicial en función de la capacidad diaria de producción de la planta. Cabe destacar como, a medida que aumenta la capacidad diaria de la planta, los costes de producción y el coste inicial por metro cúbico disminuyen.

| Capacidad (m ³) | Inversión inicial (€) | Coste Inicial (€/m ³) | Producción (€/m ³) |
|-----------------------------|-----------------------|-----------------------------------|--------------------------------|
| 10000 | 45.000.000,00 € | 4.500,00 € | 1,97 |
| 50000 | 138.000.000,00 € | 2.760,00 € | 1,23 |
| 275000 | 461.000.000,00 € | 1.676,36 € | 0,74 |
| 500000 | 700.000.000,00 € | 1.400,00 € | 0,62 |

Tabla 5: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para MSF

3.3.3 Análisis económico. Desalinización mediante osmosis inversa (OI)

En la desalinización mediante osmosis inversa a pesar de ser una tecnología diferente a las dos anteriores, la energía y la inversión inicial siguen siendo el mayor coste de producción del agua. Pero a diferencia de los dos casos anteriores, esto no se debe a la gran cantidad de energía que es necesario aportar al proceso ya que en la osmosis inversa

la cantidad de energía necesaria es mucho menor. Se debe a que al ser el coste total de producción de agua potable es menor, el coste de la energía siga siendo mayor en comparación con el resto. En las osmosis inversas, al igual que en la electrodiálisis y a diferencia de MED y MSF, necesita de membranas para desalinizar el agua, constituyendo aproximadamente el 5% del coste total.

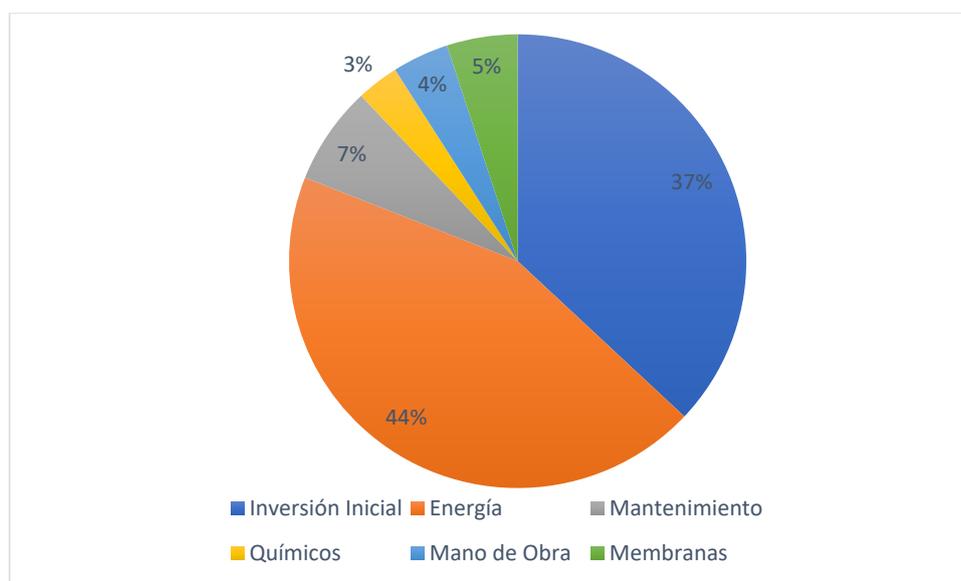


Figura 18: Porcentaje de costes de desalinización mediante osmosis inversa

En la tabla 6, se presentan los costes de desalinización de agua y el coste inicial por metro cúbico de agua. Comparándolos con los costes de las tablas 4 y 5, correspondientes a las tecnologías MSF y MED respectivamente, se puede observar como los costes en general son inferiores. Más adelante en el apartado 3.3.5, se realizará una comparación más detallada de los costes entre los distintos tipos de plantas.

| Capacidad (m ³) | Inversión inicial (€) | Coste Inicial (€/m ³) | Producción (€/m ³) |
|-----------------------------|-----------------------|-----------------------------------|--------------------------------|
| 10000 | 19.000.000,00 € | 1.900,00 € | 0,95 |
| 50000 | 68.000.000,00 € | 1.360,00 € | 0,7 |
| 275000 | 270.000.000,00 € | 981,82 € | 0,5 |
| 500000 | 440.000.000,00 € | 880,00 € | 0,45 |

Tabla 6: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para OI

3.3.4 Análisis económico. Desalinización mediante electrodiálisis (ED)

Al igual que en los casos anteriores en la desalinización mediante electrodiálisis, la mayor parte del coste de producción la constituyen tanto la inversión inicial, como la energía. Pero al igual que en la ósmosis inversa, es debido a que como el coste total de producción es menor, y por tanto el coste de la energía sigue siendo mayor en comparación con el resto. Por otro lado, analizando la distribución de los costes de la desalinización mediante electrodiálisis, se puede observar como el porcentaje del coste de los productos químicos es mayor que en el resto de tecnologías. Esto se debe a que tanto en la desalinización por MSF, MED y OI, se eliminan partículas y otros contaminantes ya sea durante la evaporación en las dos primeras o por el filtrado a alta presión en OI, sin embargo, en la electrodiálisis, no se eliminan durante el proceso de filtrado y es necesario el uso de más componentes químicos.

Al igual que la ósmosis inversa, en la electrodiálisis se necesitan membranas para conseguir desalar el agua. En este caso, las membranas son membranas selectivas, como ya se explicó anteriormente, siendo su coste mayor.

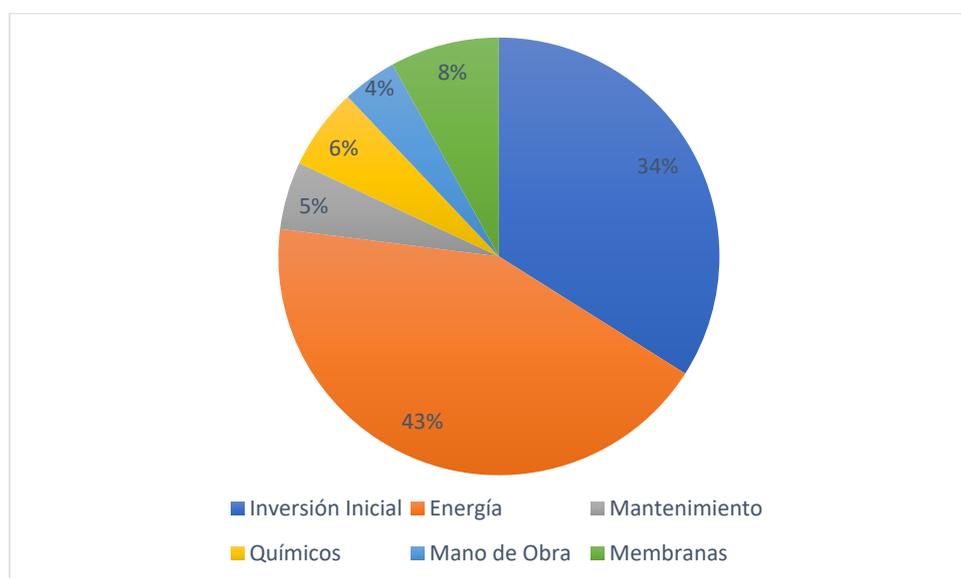


Figura 19: Porcentaje de costes de desalinización mediante electrodiálisis

| Capacidad (m ³) | Inversión inicial (€) | Coste Inicial (€/m ³) | Producción (€/m ³) |
|-----------------------------|-----------------------|-----------------------------------|--------------------------------|
| 10000 | 20.500.000,00 € | 2.050,00 € | 0,98 |
| 50000 | 72.000.000,00 € | 1.440,00 € | 0,74 |
| 275000 | 295.000.000,00 € | 1.072,73 € | 0,58 |
| 500000 | 485.000.000,00 € | 970,00 € | 0,49 |

Tabla 7: Inversión inicial y costes de producción por metro cúbico de agua para ED

En la tabla 7, se puede observar como varía la inversión inicial y los costes totales de producción por metro cúbico de agua a medida que aumenta la capacidad de la planta. Comparando dichos costes con la tabla 6, se observa como la inversión inicial para una planta desaladora de agua mediante electrodiálisis es mayor que para una planta de osmosis inversa. Por otro lado, el coste de desalación total mediante electrodiálisis es ligeramente superior a desalinización mediante osmosis inversa.

4. Estudio Comparativo de Viabilidad

Para estudiar la factibilidad de un proyecto, es necesario tener en cuenta tanto viabilidad tecnológica como económica. Para ello en este apartado se van a realizar estudios de viabilidad para cuatro tecnologías de desalinización; desalinización por múltiple efecto (MED), desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF), desalinización por osmosis inversa (OI) y finalmente desalinización mediante electrodiálisis (ED).

En el análisis de viabilidad económica es necesario realizar ciertas estimaciones como la inflación durante la vida del proyecto, variación de la demanda, amortización, costes y el precio del agua. Por otro lado, para poder comparar las distintas tecnologías, es necesario establecer unos puntos comunes entre los distintos estudios.

Por tanto, las hipótesis realizadas son, la capacidad de la planta, el tanto por ciento financiado de la inversión inicial, la inflación media durante la vida operativa del proyecto, el precio del agua, el coste de la electricidad y número de años para la amortización del proyecto.

Al tratarse de un bien básico, el aumento del precio del agua corresponderá con el aumento de la inflación. Por otro lado, debido a la necesidad de mantenimiento, reparaciones y posibles averías, se supondrá que la planta operará al ochenta por ciento de su capacidad de media a lo largo de todo el año, pudiendo funcionar en ocasiones a máxima capacidad y en otras ocasiones por debajo del ochenta por ciento.

Finalmente, con el fin de comparar las distintas tecnologías se empleará el VAN (Valor Neto Actual), TIR (Tasa Interna de Retorno) y el pay-back.

El valor neto actual mide el valor presente de los beneficios del proyecto a lo largo de los años. Por tanto, para que un proyecto sea rentable, es necesario que el valor actual neto sea positivo.

Por otro lado, la tasa interna de retorno (TIR) establece la rentabilidad del proyecto, a mayor TIR se obtendrá una mayor rentabilidad. Finalmente, el pay-back o plazo de recuperación establece el tiempo necesario para recuperar la inversión inicial en función de los beneficios y costes previstos.

En la siguiente tabla se presentan las características comunes para los cuatro proyectos. La capacidad total de cada planta es de 10.000 m³ por día, suponiendo un rendimiento anual del 80%, se obtiene una producción anual de dos millones novecientos veinte mil metros cúbicos. La vida útil del proyecto se establecerá en veinte años y la amortización se fijará en 16 años obteniendo una amortización del 6,5% de la inversión inicial al año. Otro factor importante a considerar en las hipótesis iniciales es la inflación durante la vida útil de la instalación, en este se supone una inflación constante del 3%, y de la misma manera, como se explicó anteriormente, el precio del agua también aumentará un 3% por año.

Finalmente, es necesario establecer el precio inicial del agua. Para ello se han consultado varias fuentes para países en vías de desarrollo obteniendo un precio medio de 0,8 €/m³. En este tipo de proyectos, el estado financia parte de la producción haciendo de esta manera que el agua sea más accesible a un menor precio. Por tanto, para todos los proyectos se fija una prima de 0,3 €/m³.

| Consideraciones Iniciales para el Estudio de Viabilidad de las Distintas Tecnologías | |
|--|----------------------------|
| Capacidad de la planta | 10.000 m ³ /día |
| Financiación | 0 % |
| N.º años de amortización | 16 |
| Inflación | 3 % |
| Aumento del precio anual | 3 % |
| Precio inicial del agua | 0,8 €/m ³ |
| Prima | 0,4 €/m ³ |

Tabla 8: Consideraciones para el estudio de viabilidad

4.1 Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante evaporación súbita por efecto flash (MSF)

Según el apartado 3.3.2, la inversión inicial media para planta de desalinización mediante MSF es de cuarenta y cinco millones de euros. Según la tabla 5, el coste medio de producción para una planta de dicha capacidad es de 1,97 €/m³. Por tanto, de acuerdo a las consideraciones presentadas en la tabla 8 y los datos de la desalinización mediante MSF se puede realizar el estudio de viabilidad.

En este caso, al tratarse de la tecnología más costosa, los flujos netos obtenidos cada año, no son suficientes para recuperar la inversión inicial siendo el Valor Neto actual del Proyecto negativo.

| Año | Flujo Neto Anual (€) | Flujo Acumulado (€) |
|-------|----------------------|---------------------|
| CF 0 | -45.000.000 | -45.000.000 |
| CF 1 | 789.000 | -44.211.000 |
| CF 2 | 784.200 | -43.427.000 |
| CF 3 | 779.200 | -42.648.000 |
| CF 4 | 774.000 | -41.874.000 |
| CF 5 | 768.700 | -41.105.000 |
| CF 6 | 763.300 | -40.342.000 |
| CF 7 | 757.600 | -39.584.000 |
| CF 8 | 751.900 | -38.832.000 |
| CF 9 | 745.900 | -38.086.000 |
| CF 10 | 739.700 | -37.347.000 |
| CF 11 | 733.400 | -36.613.000 |
| CF 12 | 726.900 | -35.886.000 |
| CF 13 | 720.200 | -35.166.000 |
| CF 14 | 713.300 | -34.453.000 |
| CF 15 | 706.200 | -33.747.000 |
| CF 16 | 113.800 | -33.633.000 |
| CF 17 | -259.400 | -33.892.000 |
| CF 18 | -267.100 | -34.159.000 |
| CF 19 | -275.200 | -34.434.000 |
| CF 20 | -283.400 | -34.718.000 |

Tabla 9: Flujo neto y acumulado para MSF

Esto se debe a que el coste total de producción del agua es mucho mayor al precio más la prima. Por tanto, el beneficio neto obtenido cada año será negativo, resultando finalmente en un VAN negativo. Esto es debido a la gran cantidad de energía necesaria en las primeras fases del proceso de desalinización.

| | |
|----------|--------------|
| VAN | -36.562.000€ |
| TIR | - |
| Pay-back | - |

Tabla 10: VAN, TIR y pay-back para MSF

A raíz de los resultados obtenidos en el estudio de viabilidad económica, se puede concluir que para la implantación de una central desalinizadora mediante MSF, es necesaria la presencia de una fuente externa de calor, ya sea de un circuito de refrigeración de una central de ciclo combinado o cualquier otra fuente que aporte calor en la primera etapa del proceso de desalinización, con el fin de reducir la energía aportada para elevar la temperatura en la primera etapa y abaratar el coste de la energía, como ya se vio anteriormente.

Finalmente, no tiene sentido analizar el TIR y el pay-back del proyecto debido a que los flujos netos no son lo suficientemente grandes como para recuperar la inversión inicial.

4.2 Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante destilación por múltiple efecto (MED)

Para la desalinización mediante MED, la inversión inicial es menor siendo para una planta con una capacidad diaria de 10.000 m³, de veinte seis millones de euros de media aproximadamente. En este, el coste por de producción de un metro cúbico de agua también es menor siendo de 1,17 €/m³. Como ya se explicó anteriormente se debe a la menor cantidad de energía necesaria en la primera etapa de destilación en relación con la desalinización mediante MSF.

Por tanto, teniendo en cuenta las hipótesis realizadas en la tabla 8 y siguiendo el mismo procedimiento, se realiza el estudio de viabilidad económico. En la siguiente tabla se recogen los flujos netos anuales y el total acumulado.

| Año | Flujo Neto Anual (€) | Flujo Acumulado (€) |
|-------|----------------------|---------------------|
| CF 0 | -26.000.000 | -26.000.000 |
| CF 1 | 1.310.600 | -24.689.000 |
| CF 2 | 1.333.500 | -23.356.000 |
| CF 3 | 1.357.000 | -21.999.000 |
| CF 4 | 1.381.200 | -20.618.000 |
| CF 5 | 1.406.200 | -19.211.000 |
| CF 6 | 1.431.900 | -17.779.000 |
| CF 7 | 1.458.400 | -16.321.000 |
| CF 8 | 1.485.700 | -14.835.000 |
| CF 9 | 1.513.800 | -13.322.000 |
| CF 10 | 1.542.700 | -11.779.000 |
| CF 11 | 1.572.500 | -10.206.000 |
| CF 12 | 1.603.200 | -8.603.000 |
| CF 13 | 1.634.800 | -6.968.000 |
| CF 14 | 1.667.400 | -5.301.000 |
| CF 15 | 1.700.900 | -3.600.000 |
| CF 16 | 1.397,5 | -2.203.000 |
| CF 17 | 1.221,8 | -981.000 |
| CF 18 | 1.258,5 | 278.000 |
| CF 19 | 1.296,2 | 1.574.000 |
| CF 20 | 1.335,1 | 2.909.000 |

Tabla 11: Flujo neto y acumulado para MED

Como se puede observar en la tabla 11, a diferencia de los resultados obtenidos en la tabla 10, correspondiente a desalinización mediante MSF, todos los flujos netos anuales son positivos excepto el primero correspondiente a la inversión inicial. Sin embargo, a pesar de eso, el VAN obtenido finalmente sigue siendo negativo, ya que los flujos netos anuales no son suficiente para recuperar la inversión inicial. En este caso el valor del VAN obtenido se representa en la siguiente tabla.

| | |
|----------|--------------|
| VAN | -4.527.000 € |
| TIR | - |
| Pay-back | 18 años |

Tabla 12: VAN, TIR y pay-back para MED

Al igual que ocurría en el caso anterior, al obtener un valor neto actual negativo, no es necesario calcular el TIR y el pay-back del proyecto ya que la rentabilidad obtenida será negativa y la inversión inicial no se recuperará. Esto se debe, a que a pesar de que los costes de producción respecto a la desalinización mediante MSF son menores, $1,17\text{€/m}^3$ respecto a $1,97\text{ €/m}^3$, estos siguen siendo mayores que el precio del agua por metro cúbico. Por tanto, la solución para que este tipo de plantas sean rentable es similar a la comentada en el anterior apartado. Con el fin de reducir el coste, es necesario reducir la energía necesaria en la primera etapa de la destilación mediante la aportación de calor de una fuente externa a la planta. Es muy común, al igual que en la desalinización mediante MSF que dicha fuente proceda de un circuito de refrigeración, de una turbina de gas o de una central de ciclo combinado.

4.3 Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante Osmosis Inversa (OI)

Debido a la infraestructura necesaria, la inversión inicial en una planta de osmosis inversa es menor a los dos casos presentados anteriormente, MED y MSF. Al desalinizar agua de mar, la osmosis inversa también presenta unos costes inferiores a la desalinización mediante electrodiálisis, en comparación con la desalinización de agua salubre donde los costes son menores en las plantas de electrodiálisis. Para una planta de osmosis inversa con una capacidad diaria de 10.000 m³, según la tabla 6 la inversión media inicial es de diecinueve millones de euros. Por otro lado, y teniendo en cuenta la misma tabla, para una planta desalinización con dicha capacidad, el coste de producción del agua es de 0,95€/m³.

| Año | Flujo Neto Annual (€) | Flujo Acumulado (€) |
|-------|-----------------------|---------------------|
| CF 0 | -19.000.000 | -19.000.000 |
| CF 1 | 1.754.000 | -17.246.000 |
| CF 2 | 1.794.600 | -15.451.000 |
| CF 3 | 1.836.300 | -13.615.000 |
| CF 4 | 1.879.400 | -11.736.000 |
| CF 5 | 1.923.700 | -9.812.000 |
| CF 6 | 1.969.400 | -7.843.000 |
| CF 7 | 2.016.400 | -5.826.000 |
| CF 8 | 2.064.900 | -3.761.000 |
| CF 9 | 2.114.800 | -1.646.000 |
| CF 10 | 2.166.200 | 520.000 |
| CF 11 | 2.219.200 | 2.739.000 |
| CF 12 | 2.273.700 | 5.013.000 |
| CF 13 | 2.329.900 | 7.342.000 |
| CF 14 | 2.387.700 | 9.730.000 |
| CF 15 | 2.447.300 | 12.177.000 |
| CF 16 | 2.261.700 | 14.439.000 |
| CF 17 | 2.170.500 | 16.610.000 |
| CF 18 | 2.235.600 | 18.845.000 |
| CF 19 | 2.302.700 | 21.148.000 |
| CF 20 | 2.371.800 | 23.520.000 |

Tabla 13: Flujo neto y acumulado para OI

Como ya se introdujo anteriormente, teniendo en cuenta las hipótesis presentadas en la tabla 8 y de acuerdo a la estructura de costes de esta tecnología, se realiza el estudio económico de viabilidad. En la tabla 13, se observan los flujos netos anuales de la planta de osmosis inversa.

Una vez obtenidos los flujos netos anuales y el flujo total acumulado, se observa como el flujo total acumulado deja de ser negativo a partir del décimo año, obteniendo finalmente un valor actual neto (VAN) de 12.152.000 €. A diferencia de las tecnologías previamente estudiadas, MSF y MED, al obtener un VAN positivo, si se puede calcular el TIR y el pay-back del proyecto. Finalmente, se obtiene un TIR del 8,7% y un pay-back de 9 años y 3 meses.

| | |
|----------|------------------|
| VAN | 12.152.000 € |
| TIR | 8,7% |
| Pay-back | 9 años y 2 meses |

Tabla 14: VAN, TIR y pay-back para OI

En este caso, al tener unos costes menores que el precio del agua, los beneficios netos obtenidos cada año van creciendo. Estos menores costes son debido a la menor inversión inicial y al menor coste de energía, ya que solamente se precisa de energía eléctrica para la desalinización del agua. Por otro lado, aunque para este tipo de plantas se necesite de membranas de osmosis inversa, estas no suponen un aumento significativo del coste ya que como se vio anteriormente, únicamente constituyen el 5% del coste total de desalinización del agua.

Por regla general un mayor TIR implica una mayor vida del proyecto, lo cual no siempre es buen indicador. Pero en este caso al tratarse de una planta desalinizadora cuya vida útil se prevé de largo plazo, un mayor TIR resulta en un mejor indicador ya que mayor es el beneficio resultante obtenido.

4.4 Estudio de viabilidad de una planta de desalinización mediante Electrodiálisis (ED)

Para el estudio de viabilidad de este tipo de plantas es necesario diferenciar entre plantas desalinizadoras para agua salubre y plantas desalinizadoras para agua de mar ya que la estructura de costes y la inversión inicial son diferentes, siendo mayores en la desalinización de agua de mar.

Al igual que en los tres análisis anteriores, para el desarrollo del estudio económico de viabilidad se tendrán en cuenta las hipótesis preestablecidas en la tabla 8. Según la tabla 7, la inversión inicial de una planta desalinizadora de agua de mar mediante electrodiálisis es de veinte millones quinientos mil euros y el coste de producción media por metro cúbico es de 0,98€. Por tanto, en la siguiente tabla se presentan los flujos netos anuales obtenidos durante la vida útil del proyecto y el flujo total acumulado.

| Año | Flujo Neto Anual (€) | Flujo Acumulado (€) |
|-------|----------------------|---------------------|
| CF 0 | -20.500.000 | -20.500.000 |
| CF 1 | 1.742.800 | -18.757.000 |
| CF 2 | 1.782.100 | -16.975.000 |
| CF 3 | 1.822.600 | -15.153.000 |
| CF 4 | 1.864.200 | -13.288.000 |
| CF 5 | 1.907.200 | -11.381.000 |
| CF 6 | 1.951.400 | -9.430.000 |
| CF 7 | 1.996.900 | -7.433.000 |
| CF 8 | 2.043.900 | -5.389.000 |
| CF 9 | 2.092.200 | -3.297.000 |
| CF 10 | 2.142.000 | -1.155.000 |
| CF 11 | 2.193.200 | 1.038.000 |
| CF 12 | 2.246.000 | 3.284.000 |
| CF 13 | 2.300.400 | 5.585.000 |
| CF 14 | 2.356.400 | 7.941.000 |
| CF 15 | 2.414.100 | 10.355.000 |
| CF 16 | 2.207.100 | 12.563.000 |
| CF 17 | 2.101.700 | 14.664.000 |
| CF 18 | 2.164.800 | 16.829.000 |
| CF 19 | 2.229.700 | 19.059.000 |
| CF 20 | 2.296.600 | 21.355.000 |

Tabla 15: Flujo neto y acumulado para ED

Comparando las tablas 15 y 16, se observa como los resultados obtenidos son bastante similares con unas pequeñas diferencias debido a los distintos costes de producción. Dicha diferencia de costes se debe entre otros factores al mayor coste de las membranas de electrodiálisis y de los químicos. Por otro lado, al igual que en la planta de osmosis inversa, todos los flujos netos a excepción del primero correspondiente con la inversión inicial. Analizando el flujo total acumulado, se observa como a partir del año 11 empieza a ser positivo, obteniendo un flujo acumulado final de 21.355.000 €.

Una vez calculados los flujos netos y el acumulado, se calcula el VAN obteniendo un valor de 10.205.000 €. Como se ha comentado anteriormente, al ser mayores los costes de producción en la electrodiálisis que en la osmosis inversa, el VAN obtenido es menor.

| | |
|----------|-------------------|
| VAN | 10.205.000 € |
| TIR | 7,6% |
| Pay-back | 10 años y 6 meses |

Tabla 16: VAN, TIR y pay-back para ED

Por tanto, a partir del cálculo de viabilidad económica se obtiene un TIR del 7,6% y un pay-back de 9 años y 6 meses. Estos resultados resultan bastante similares a los obtenidos para la planta desalinizadora mediante osmosis inversa, pero siendo ligeramente inferiores.

Finalmente, después de haber realizado el estudio de viabilidad económico de las cuatro tecnologías, se observa como la desalinización mediante MSF y MED, solo es económicamente factible si se dispone de una fuente externa de energía que reduzca el coste de producción. Por otro lado, comparando la planta de osmosis inversa, con la planta de electrodiálisis, se observa como la osmosis inversa, es más viable económicamente debido a sus menores costes. Por tanto, con el fin de desarrollar una planta lo más viable posible, tanto a nivel tecnológico como económico, se desarrollará una planta de desalinización mediante osmosis inversa.

5. Descripción y Diseño de una Planta Desalinizadora mediante Osmosis Inversa

Como consecuencia de los resultados obtenidos en el estudio comparativo de viabilidad económica, en este apartado se procederá a la descripción y diseño de las distintas partes que componen una planta desalinizadora mediante osmosis inversa.

En una planta desalinizadora de osmosis inversa existen cinco fases claramente diferenciadas. La primera fase consiste en la captación y transporte del agua salada hasta la planta, seguidamente se encuentra la fase de pretratamiento, donde se adecuará el agua de tal manera que sea apta para la filtración mediante osmosis inversa. Una vez que el agua se encuentra en las condiciones adecuadas, pasa a la siguiente fase donde se produce la filtración del agua mediante osmosis inversa. Acto seguido se vuelve a tratar el agua mediante un post-tratamiento con el fin de asegurar de que el agua sea apta para consumo. Por último, es necesario devolver el agua salada al mar mediante emisarios submarinos.

En el diseño de una planta desalinizadora mediante membranas, es necesario el continuo funcionamiento de la planta. De no ser así, las membranas se secarían perdiendo sus propiedades y disminuyendo su permeabilidad. El diseño de la planta dependerá de varios factores como la salinidad del agua, composición química, microorganismos presentes en el agua o posibles contaminantes.

La capacidad de producción de la planta será de 10.000 m³/día, siendo necesario alimentar la planta con 22.000 m³/ día, ya que el porcentaje de conversión de este tipo de plantas está en torno al 45%.

5.1 Captación del agua

Existen varios tipos de sistemas de captación de agua marina para plantas desalinizadoras como; tomas abiertas, pozos verticales, drenes horizontales o tomas mixtas. En este caso se dispondrá de una toma abierta debido a sus diversas ventajas respecto a los otros sistemas. Las tomas abiertas aseguran un caudal constante independientemente de las mareas y precisan de un menor mantenimiento, ya que solo necesitan de revisiones y limpiezas anualmente programadas.

Para la localización de la torre de toma es necesario que esté situada a una distancia lo suficientemente grande de la costa, con el fin de asegurar una profundidad mínima de 30 metros. Dicho requisito es necesario para poder asegurar un caudal constante a la planta independientemente de la variación de las mareas. Por otro lado, también es necesario tener en cuenta el tipo de terreno donde se situará la torre de toma, ya que, si situase sobre terrenos de arenas finas o de abundante vegetación, sería necesario un mayor filtrado del agua. Por tanto, la torre de captación deberá situarse sobre un fondo de arenas gruesas o zona rocosa.



Figura 20: Torre de toma para el abastecimiento de la planta desalinizadora.

Cortesía de <https://cleantechnica.com>.

Es necesario diseñar la torre de tal manera que el caudal de alimentación sea un flujo completamente laminar, con una velocidad máxima de 0,15 m/s. De esta manera, se pretenda evitar el arrastre de peces u otras especies marinas.

Finalmente, es necesario transportar el agua desde la torre de captación hasta la planta. Para ello se empleará un inmisario submarino de poliestireno resistente a la corrosión provocada por la sal. Dicho inmisario deberá tener un radio de 0,8 metros, con el fin de asegurar el caudal deseado, sin superar el límite 0,15 m/s de velocidad previamente establecido.

5.2 Pretratamiento

El pretratamiento es una de las fases más importantes del sistema. Su finalidad es la de proteger y por tanto aumentar la vida útil de los sistemas encargados de desalinizar el agua y que por regla general suelen ser más caros.

Una vez que el agua ha llegado a la planta, es necesario eliminar todas las partículas presentes en ella. Para ello, primero se realizará un tamizado mediante rejillas que se encargarán de eliminar las partículas de gran tamaño. Posteriormente, el agua pasará por unos filtros que eliminarán aquellas partículas más pequeñas que no se separaron durante el tamizado y que por su tamaño podrían obstruir y dañar las membranas de osmosis inversa.

Seguidamente, se aplicarán diversos tratamientos químicos como el de coagulación, desinfección, regulación del pH y eliminación de antioxidantes. Varios de estos procesos son necesarios para no dañar las membranas de osmosis inversa.

Finalmente, dependiendo de las características del agua a tratar, puede ser necesaria una última filtración antes del tratamiento de osmosis inversa, con la finalidad de eliminar aquellas partículas residuales que puedan dañar las membranas o para aumentar el rendimiento de dicho proceso. Esta filtración se denomina ultrafiltración y su incorporación en el sistema, incrementa la calidad del agua finalmente obtenida.

5.2.1 Desbaste y Tamizado

El desbaste o tamizado consiste en la separación de los sólidos más grandes del agua con la finalidad de que estos no dañen o produzcan atascamientos en el resto del sistema. Este proceso se realiza mediante rejas más separadas o más juntas dependiendo del tamaño de los sólidos a eliminar.

Por regla general el proceso de desbaste se implica en aquellos sistemas donde existe un mayor de filtración de gran tamaño. En este caso, no será necesario realizar un proceso de desbaste ya que, en la torre de toma, se han dispuesto de las medidas necesarias para impedir la filtración de sólidos de gran tamaño.



Figura 21: Rejas de desbaste automáticas

Cortesía de <http://www.altairisa.cl/pags/servidas.html>

Otro sistema utilizado para la filtración en las primeras fases del tratamiento del agua es el tamizado. Los tamices son rejas de menor tamaño y con una menor separación entre ellas, de tal manera que consiguen eliminar pequeñas partículas en suspensión del agua.

Existen varios tipos de tamices que pueden ser agrupados en dos; tamices dinámicos o tamices estáticos. Los tamices estáticos son aquellos que no poseen partes mecánicas accionables y por tanto necesitan ser limpiados de forma periódica.

Los dinámicos, a diferencia de los estáticos, poseen sistemas mecánicos en movimiento rotativo o lineal. El objetivo de dichos sistemas es el de limpiar y mantener el tamiz libre de residuos con la finalidad de mantener el caudal de agua a través del mismo y reducir la pérdida de carga debido a la acumulación de residuos de los tamices estáticos.

Para el diseño de la planta se ha optado por un tamiz rotativo con descarga de sólidos con la finalidad de reducir el mantenimiento de la instalación. Dicho matiz, posee un pequeño motor eléctrico que hará girar un tambor perforado de tal manera que el agua pueda filtrarse por los agujeros y los sólidos queden atrapados en el tambor siendo depositados en el lado opuesto del tambor tal y como se observa en la figura 22.

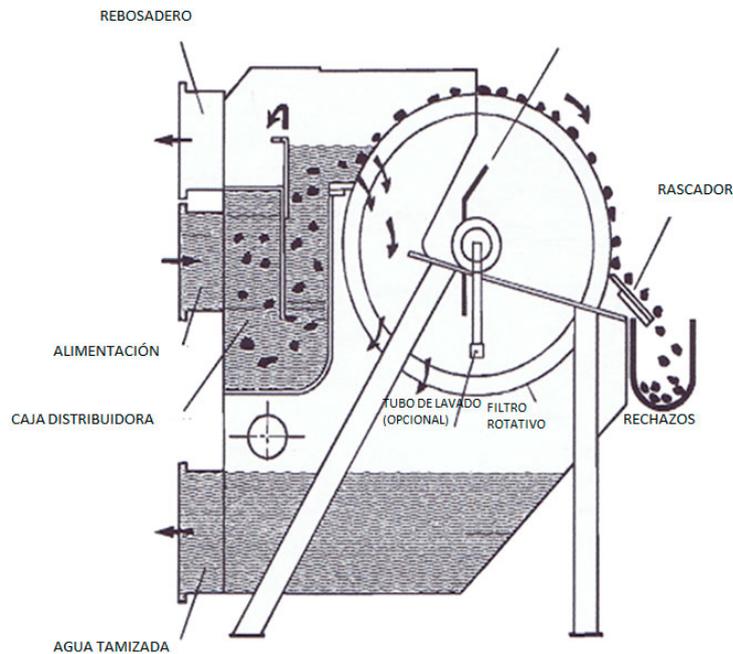


Figura 22: Tamiz rotativo auto-limpiante.

Cortesía de <http://hidrometalica.com>

En la mayoría de las plantas desaladoras, los tamices no son necesarios debido al filtrado realizado en la torre de toma, siendo únicamente instalados como medida de seguridad con el fin de proteger el resto de sistemas de la instalación.

5.2.2 Filtrado

Una vez eliminados los sólidos de mayor tamaño, se realiza una segunda filtración para eliminar aquellas partículas en suspensión que por su tamaño pueden dañar las membranas de ultrafiltración y osmosis inversa.

Para ello se utilizarán filtros de anillas con una luz (separación entre anillas) de 100 micras, eliminando aquellas partículas con un tamaño superior al mismo. Los filtros de anillas están formados por un conjunto de anillas orientadas en la misma dirección y fuertemente comprimidas. El agua es capaz de fluir entre las mismas debido a la presión existente dentro del filtro que produce que las anillas se separan la distancia deseada en función del grado de filtración requerido.

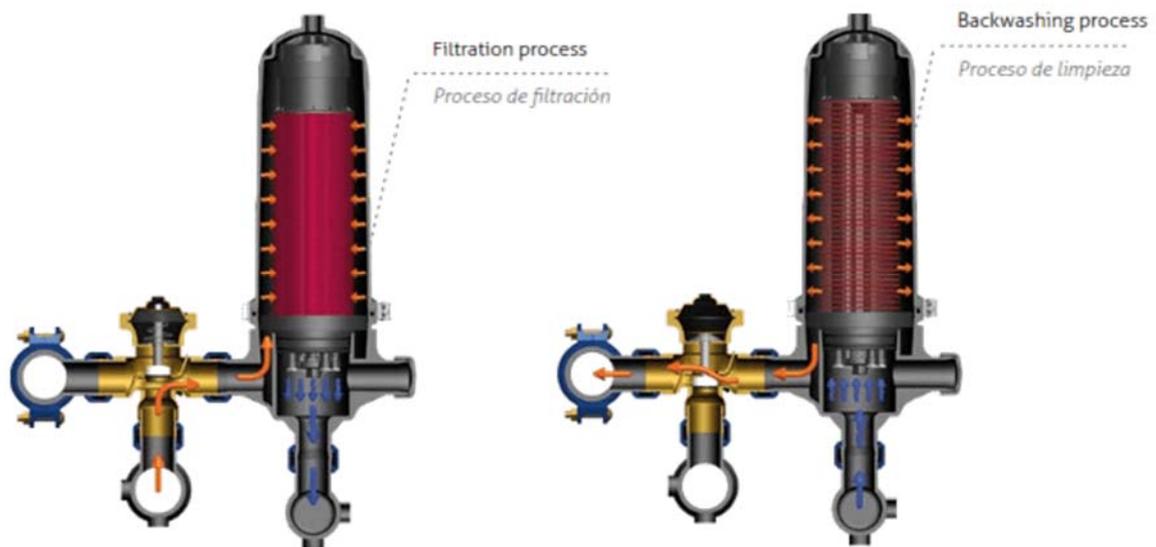


Figura 23: Etapas de filtración y limpieza en un filtro de anillas.

Cortesía de <http://www.stf-filtros.com>

Al igual que el tamiz y en el resto de procesos, es importante que no se produzcan estancamientos del agua ya que sería necesario una mayor presión y por tanto un mayor consumo energético. Para ello, los filtros de anillas poseen un sistema de lavado automático que elimina la suciedad acumulada entre las anillas.

Para la fase de limpieza del filtro, el sistema invierte el flujo de agua, bombeando salmuera de rechazo del proceso de osmosis inversa haciéndola pasar por los filtros y expulsándola al emisario de rechazo. Durante este proceso, el bombeo del agua producirá que las anillas se separen permitiendo así una mayor eliminación de los sólidos retenidos en las anillas.

A la hora de diseñar los filtros es necesario tener en cuenta el caudal a filtrar para elegir el filtro que mejor se adapte a la instalación. Debido a que todavía no se ha producido rechazo del agua, el caudal de filtrado será prácticamente el mismo al caudal de alimentación menos unas pequeñas pérdidas despreciables.

Finalmente se han elegido cabezales de filtros en estrella de la marca STF-Filtros. Concretamente se han elegido tres sistemas de filtrado modelo 6x4 s, funcionando a un caudal medio $360 \text{ m}^3/\text{h}$, contando con filtros de reserva para poder operar continuamente sin tener que parar debido a las fases de limpiado.

En la siguiente figura se puede observar un boceto esquemático de un cabezal de filtros en estrella de la marca STF-Filtros, similares a que los se emplearán en la instalación.

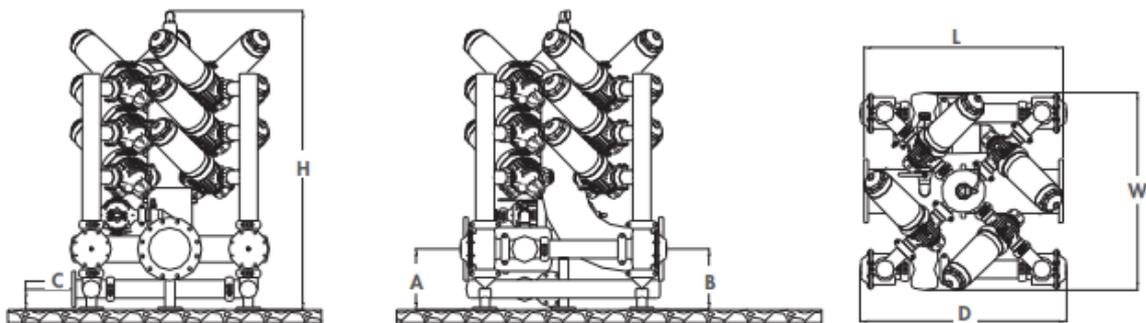


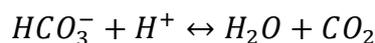
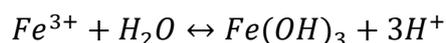
Figura 24: Boceto esquemático de un cabezal en estrella para filtros de anillas

Cortesía de <http://www.stf-filtros.com>

5.2.3 Coagulación

El objetivo principal de esta etapa es facilitar la posterior eliminación de aquellos sólidos que por su tamaño no pudieron ser eliminados en las etapas previas. Esto se consigue mediante la desestabilización eléctrica de partículas coloidales para favorecer su agrupamiento, siendo más fácil su posterior eliminación. Al desestabilizarse eléctricamente dichas partículas, se generan cargas positivas que neutralizan las fuerzas repulsivas entre las partículas.

Para conseguir desestabilizar eléctricamente a los coloides, es necesario suministrar reactivos químicos que reaccionen con los mismos. En este caso el coagulante empleado será cloruro férrico ($FeCl_3$), generando la siguiente reacción:



Es importante que la mezcla del agua con el coagulante sea rápida y homogénea. Para ello, son necesarias bombas de dosificación especiales con el fin de aumentar el rendimiento de las membranas de ultrafiltración.

La cantidad de cloruro férrico necesaria se calculará en función del caudal, densidad del reactivo empleado, la riqueza y la dosis máxima admisible, representados en la siguiente tabla.

| | |
|------------------------|--------------------------|
| Caudal | 916,67 m ³ /h |
| Dosis máxima | 2 g/m ³ |
| Riqueza | 40% |
| Densidad reactivo puro | 2,8 kg/l |

Tabla 17: Base de cálculo para la fase coagulación

Una vez definidos los datos base de cálculo, se puede obtener la cantidad de coagulante necesaria al día. Para ello, se calculará la cantidad de cloruro férrico necesaria en kilos para finalmente obtener la cantidad de disolución comercial necesaria.

$$m_{FeCl_3} (kg/h) = (916,67m^3)/h * 0,002 kg/m^3 = 1,84 kg/h \quad (1)$$

Una vez obtenida la cantidad de cloruro férrico puro, se puede calcular la cantidad de disolución comercial al 40% necesaria.

$$V_{dis} (l/h) = m_{FeCl_3}/d(kg/l)/Riqueza(\%) = 1,64 l/h \quad (2)$$

Finalmente se obtiene un consumo de $1,64 \cdot 10^{-3} m^3/h$, siendo necesario alimentar la instalación con $0,039 m^3$ al día.

5.2.4 Desinfección

El objetivo fundamental de la desinfección es el de eliminar la carga biológica que pueda encontrarse en el agua. Los tratamientos químicos aplicados en la potabilización de agua salada son menos y de menor intensidad que los aplicados en las potabilizadoras de agua comunes. Esto se a que la sal no permite que se desarrollen bacterias ni otro tipo de microorganismos perjudiciales para el ser humano.

Otro objetivo muy importante de esta fase es la eliminación de bacterias que puedan alterar las membranas de osmosis inversa, reduciendo el rendimiento total de la instalación.

El desinfectante más usado en la desalinización mediante osmosis inversa es el hipoclorito sódico o hipoclorito de sodio (NaClO). Dicho compuesto es un compuesto fuertemente oxidante al contener al cloro en estado de oxidación +1. Dicho compuesto se puede adquirir disuelto con una concentración de 120 g/l.

Al tratarse de un sistema de desalinización mediante osmosis inversa, es muy importante eliminar los materiales oxidantes del agua con el fin de no dañar las membranas. Para ello, antes de los procesos de filtración, ya sea ultrafiltración u osmosis inversa, será necesario reducir los oxidantes incorporados en esta etapa.

Para el proceso de desinfección se va a utilizar un tratamiento de choques, obteniendo una concentración final máxima de 5mg/l, ya que una mayor concentración sería más costosa de reducir antes de la etapa de osmosis inversa y podría dañar las membranas. Por tanto, el cálculo de disolución industrial de hipoclorito sódico necesaria se realizará en función de la dosis máxima admisible, el caudal de agua a tratar y la concentración de la disolución a emplear.

| | |
|---------------|----------------------------|
| Caudal | 916,67 m ³ /día |
| Dosis máxima | 5 mg/l |
| Concentración | 120 g/l |
| Choques | 6 horas |

Tabla 18: Base de cálculo para la fase de desinfección

Por tanto, la cantidad de hipoclorito de sodio necesaria para la desinfección del agua se obtendrá según la siguiente ecuación.

$$m_{NaClO} (kg/h) = (916,67m^3)/h * 0,005 kg/m^3 = 4,58 kg/h \quad (3)$$

Una vez obtenida, la masa de desinfectante necesaria, se obtiene la cantidad de disolución comercial en litros necesaria.

$$V_{dis}(l/h) = m_{NaClO}(kg)/Riqueza(kg/l) = 38,17 l/h \quad (4)$$

Finalmente, al tratarse de un tratamiento de choque de seis horas y no de alimentación continua, el volumen diario necesario de desinfectante es de 0,23 m³.

5.2.5 Regulación del pH

El objetivo de esta es la de regular el pH en caso de que se produjera una variación del pH del agua de alimentación. Un pH muy alto en el agua de alimentación facilitaría la producción de carbonato cálcico en las membranas, disminuyendo su rendimiento y acortando su vida útil.

Teniendo en cuenta que las membranas de osmosis inversa están diseñadas para sufrir cambios del pH del agua y que el agua salada suele tener un pH constante, no sería necesaria instalar un sistema de regulación y dosificación de pH. Pero por motivos de seguridad, en caso de darse un cambio brusco en el pH del agua, se instalará un equipo de dosificación de ácido sulfúrico.

La dosificación del ácido sulfúrico se realizará en cantidades máximas de 20 mg/l. En caso de ser necesaria la adición de ácido sulfúrico, se calculará la cantidad necesaria en función de los datos presentes en la siguiente tabla.

| | |
|--------------|----------------------------|
| Caudal | 916,67 m ³ /día |
| Dosis máxima | 20 mg/l |
| Riqueza | 98 % |
| Choques | 6 horas |

Tabla 19: Base de cálculo para la fase de regulación de pH.

Por tanto, de acuerdo a los datos de partida de la tabla 19 y según las ecuaciones 5 y 6, la cantidad de ácido sulfúrico en el caso más desfavorable donde sea necesaria una regulación continua es de 10,17 l/h.

$$m_{H_2SO_4} (kg/h) = (916,67m^3)/h * 0,02 kg/m^3 = 18,34 kg/h \quad (5)$$

$$V_{dis} (l/h) = m_{FeCl_3}/d(kg/l)/Riqueza(\%) = 10,17 l/h \quad (6)$$

Suponiendo un tratamiento de choque de seis horas, la cantidad diaria necesaria será de 61,02 litros.

El equipo de dosificación de ácido estará compuesto por los siguientes componentes:

- Dos bombas dosificadoras de ácido. Solamente una estará operativa, siendo la otra de reserva en caso de avería o mantenimiento.
- Depósito de ácido de 200 litros, capacidad suficiente para quince días de operación.

5.2.6 Reducción de oxidantes

Antes de las etapas de ultrafiltración y osmosis inversa es necesario reducir la carga oxidante que pueda tener el agua. Como se comentó anteriormente en la fase de desinfección, es necesario eliminar el cloro libre presente en el agua debido a la acción del hipoclorito sódico empleado en dicha fase. La presencia de oxidantes puede dañar de manera irreversible las membranas empleadas en el proceso de osmosis inversa encareciendo el proceso y por tanto la desalinización del agua.

Para la eliminación de los oxidantes es necesaria la adición de productos químicos que neutralicen su efecto. En este proyecto se empleará metabisulfito sódico ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$). El Metabisulfito Sódico es un producto sólido que se disuelve en agua, dándose su disociación según la siguiente reacción.

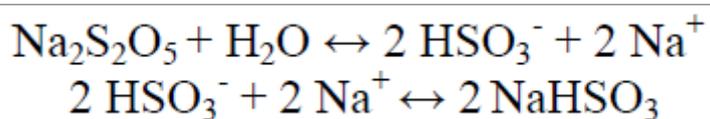


Figura 25: Reacción de disociación del metabisulfito sódico.

Para la dosificación del metabisulfito sódico, es necesario preparar una disolución inicial para seguidamente mezclarla con el agua. La disolución inicial de la mezcla tendrá una concentración de 250 g/l. Para el cálculo de producto necesario, se tendrán en cuenta los datos presentados en la siguiente tabla. Al igual que en los apartados anteriores, se aplicará un tratamiento de choque de seis horas.

| | |
|---|----------------------------|
| Caudal | 916,67 m ³ /día |
| Dosis máxima | 10 mg/l |
| Riqueza | 40% |
| Densidad de la disolución de NaHSO ₃ | 1,36 kg/l |
| Choques | 6 horas |

Tabla 20: Base de cálculo para la etapa de reducción de oxidantes.

Por tanto, la cantidad de metabisulfito sódico necesaria se obtiene de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$m_{reactivo} (kg/h) = (916,67m^3)/h * 0,01 kg/m^3 = 9,17 kg/h \quad (7)$$

Una vez obtenida la cantidad de reactivo puro necesaria para reducir los oxidantes, se calcula la cantidad de disolución comercial al 40% de NaHSO₃.

$$V_{disolución} = m_{reactivo}(kg/h)/d_{NaHSO_3}(kg/l)/Riqueza(\%)= 16,85 l/h \quad (8)$$

Por último, es necesario calcular la capacidad del tanque que se utilizará para el almacenaje de la disolución comercial de bisulfito sódico. De acuerdo a la ecuación 9 teniendo en cuenta el tratamiento de choque aplicado, la capacidad del depósito será de 1600 litros. Dicha capacidad ha sido calculada para poder abastecer a la planta durante 15 días.

Debido a que la cantidad de oxidantes presentes en el agua puede variar, se colocará un medidor redox. De esta manera se monitorizará de forma continua las propiedades del agua pudiendo la cantidad y el tiempo del tratamiento de acuerdo a las propiedades del agua.

Así mismo, al igual que en etapas anteriores, se instalarán dos bombas para dosificar la disolución. Únicamente se empleará una bomba, quedando la otra en reserva.

5.2.7 Antiincrustante

En este tipo de sistemas de desalinización existe el riesgo de la formación de incrustaciones en las membranas disminuyendo su rendimiento e incluso pudiendo dañarlas de forma irreversible. Estas incrustaciones se deben a la precipitación de las sales presentes en el agua formando cristales de sal. Estos cristales a su vez favorecen la adición de más partículas aumentando su tamaño hasta el punto de no poder ser filtrados por las membranas quedándose incrustados y obstruyendo las mismas.

Debido a la distinta composición iónica del agua de mar, existen distintos tipos de incrustaciones. Los tipos más comunes son; los cristales de carbonato cálcico, sílice, sulfato sódico, fosfato cálcico, sulfato de bario, sulfato de estroncio o precipitados del hidróxido de magnesio.

Por tanto, debido a la gran variedad de incrustaciones posibles, no es posible determinar el tipo de antiincrustante a emplear en la planta, siendo necesario un análisis de las membranas en funcionamiento. Por tanto, se dispondrá de un equipo de dosificación de antiincrustante, para la posterior adición si fuera necesario.

Aunque existan distintos tipos de antiincrustantes dependiendo de las sustancias a tratar, el principio de funcionamiento es similar en todos ellos. El antiincrustante impide que las partículas se junten y no puedan formarse los cristales.

La dosificación del antiincrustante era uno de los principales problemas en las plantas de osmosis inversa, ya que no se podía controlar la cantidad óptima necesaria para un correcto funcionamiento de las membranas. En la actualidad existen equipos que permiten controlar y monitorizar la dosificación de reactivo en tiempo real de tal manera que solo se dosifique la cantidad necesaria. Estos sistemas permiten optimizar el rendimiento de las membranas a la vez que maximizan su vida útil.

5.3 Ultrafiltración

La última etapa de pretratamiento es la ultrafiltración. Como su propio nombre indica, la ultrafiltración consiste en filtrar el agua con la finalidad de separar las partículas sólidas del agua. En esta etapa de filtrado por membranas es necesario el bombeo de agua a alta presión con la finalidad de que se filtre entre los poros de las membranas. El tamaño de dichos poros varía entre 0,1 μm y 0,001 μm .

En esta etapa, aunque no se eliminen iones polivalentes o sales disueltas como en la osmosis inversa, es capaz de eliminar bacterias, virus, endotoxinas y sólidos en suspensión siendo el pretratamiento idóneo para la etapa de osmosis inversa, ya que en esta última etapa solo sería necesario eliminar aquellas nanopartículas, iones y sales disueltas, disminuyendo la necesidad de lavados de las membranas y alargando su vida útil.

Las membranas de ultrafiltración poseen un tamaño de poro mayor que las membranas de osmosis inversa pero menor que las membranas de microfiltración.

| Sistema de filtrado | Tamaño del poro |
|---------------------|------------------------------|
| Filtración | 1 - 100 μm |
| Microfiltración | 1 - 0,1 μm |
| Ultrafiltración | 0,1 - 0,001 μm |
| Osmosis inversa | 0,001 - 0,0001 μm |

Tabla 21: Tipos de filtración

Existen varios tipos de membranas de ultrafiltración que pueden ser agrupadas en dos grupos, membranas orgánicas y membranas inorgánicas, dependiendo de los materiales de composición.

La mayoría de las membranas orgánicas están compuestas por poliamidas, polipropileno, polietileno o acetato de celulosa. Por otro lado, dentro de las membranas inorgánicas se pueden encontrar membranas de vidrio, membranas metálicas micro-perforadas o membranas cerámicas.

A pesar de que son muchas las ventajas que presenta este sistema de pretratamiento en las plantas de osmosis inversa, hay que destacar que existe un coste asociado a las membranas ya que estas requieren de una limpieza periódica mediante contra-lavados. Si bien estas etapas están automatizadas y los suministradores ofrecen soluciones de lavado automatizado, es necesario tenerlo en cuenta al diseñar la etapa con el fin de disponer del número de filtros necesario en todo momento.

Para el diseño de la planta se ha optado por utilizar los módulos de ultrafiltración “Zeeweed 1500” de la empresa “General Electrics Power and Water”. Estos módulos de ultrafiltración están formados por membranas huecas de polifluoruro de vinilideno. Se ha decidido emplear estos módulos debido a su bajo coste de funcionamiento y mantenimiento. En la siguiente tabla se pueden observar las principales características de las membranas sumergibles de fibra hueca.

| | |
|-----------------------------------|----------------------------|
| Modelo | Zeeweed 1500 |
| Superficie nominal de la membrana | 55.7 m ² |
| Material | PVDF |
| Tamaño nominal del poro | 0,02 µm |
| Diámetro nominal de la fibra | 0,66 mm |
| Sentido del flujo | Fuera-dentro |
| Material de la carcasa | PVC |
| Caudal | 45-180 m ³ /día |

Tabla 22: Propiedades de las membranas de ultrafiltración.

Fuente: www.gewater.com

Las principales características de estas membranas es un bajo consumo energético en comparación con otras membranas. El consumo energético estimado es de 0,09-0,12 kWh/m³ de agua tratada, con un rendimiento del 99%. A su vez este tipo de membranas ofrece una mayor compactación, ofreciendo hasta un 90% de ahorro de espacio en comparación con otros sistemas de pretratamiento.



Figura 26: Membrana de ultrafiltración

Cortesía de <http://www.gewater.es>

El proceso de filtración se divide en cuatro etapas claramente diferenciadas; filtración, aireación, contralavado y enjuague. El diseño de las etapas de aireación, contralavado y enjuague, viene definido en función de las características de las membranas y las acciones definidas por el fabricante.

Antes de instalar las membranas, es necesario lavar los módulos de ultrafiltración con el fin de eliminar los posibles restos de materiales y productos químicos residuales del proceso de fabricación.

Durante la fase normal de operación, es decir la etapa de filtración, el agua de alimentación pasará a través de las membranas desde fuera hacia dentro. Durante esta etapa el total del agua de alimentación pasa a ser agua filtrada ya que la salida de agua concentrada permanece cerrada. La duración de esta etapa varía en función del grado de ensuciamiento de membranas desde 30 minutos hasta una hora.

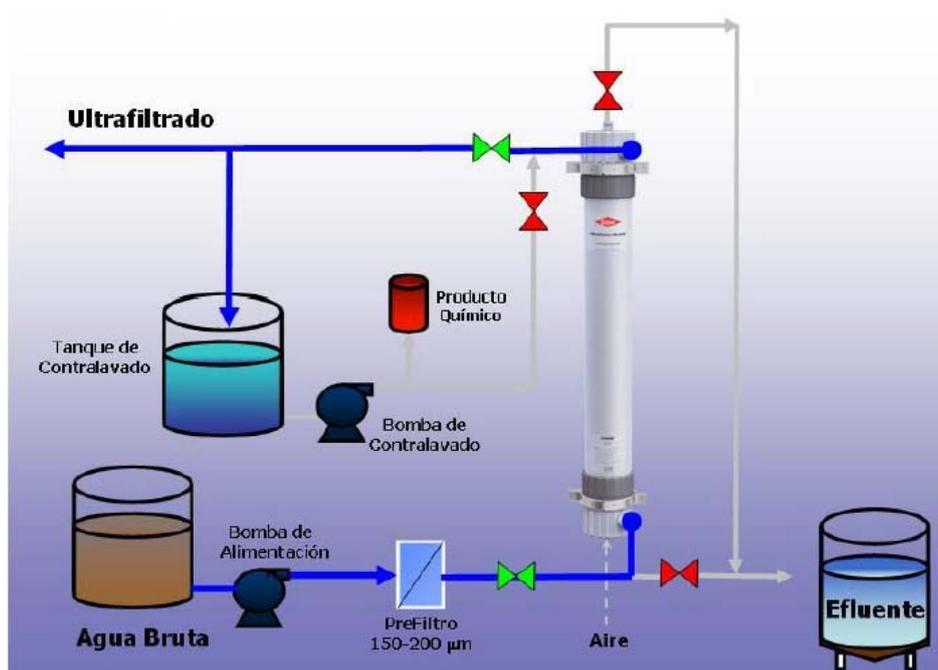


Figura 27: Esquema de la fase de filtración en la etapa de ultrafiltración

Cortesía de DOW™ Ultrafiltración

Durante la fase de filtración, las fibras se van ensuciando debido a las partículas y contaminantes presentes en el agua. Una vez alcanzado el punto crítico, el sistema realiza un autolavado con el fin de mantener la calidad del agua filtrada.

La etapa de contralavado está dividida a su vez en tres etapas. Primero se realiza la etapa de aireación previa al contralavado. En esta etapa se inyecta aire por la parte inferior del módulo de tal manera que las burbujas se filtran entre las membranas y liberen los contaminantes de las membranas. Este proceso se realiza durante 30 segundos, favoreciendo la posterior eliminación de la suciedad de las membranas.

Después de airear los módulos y liberar la suciedad de las membranas es necesario vaciar los módulos en la etapa de drenaje. Durante esta etapa se elimina la suciedad liberada en la etapa de aireación y se vacía el módulo para su posterior lavado. En las siguientes figuras, se pueden observar las etapas de aireación y drenaje.

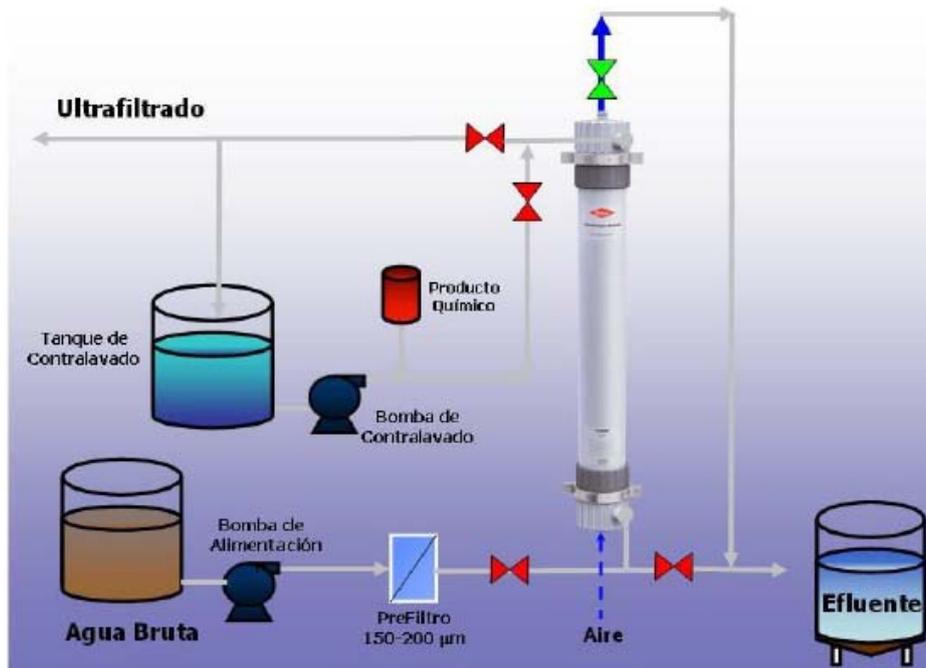


Figura 28: Esquema de la fase de aireación en la etapa de ultrafiltración.

Cortesía de DOW™ Ultrafiltración

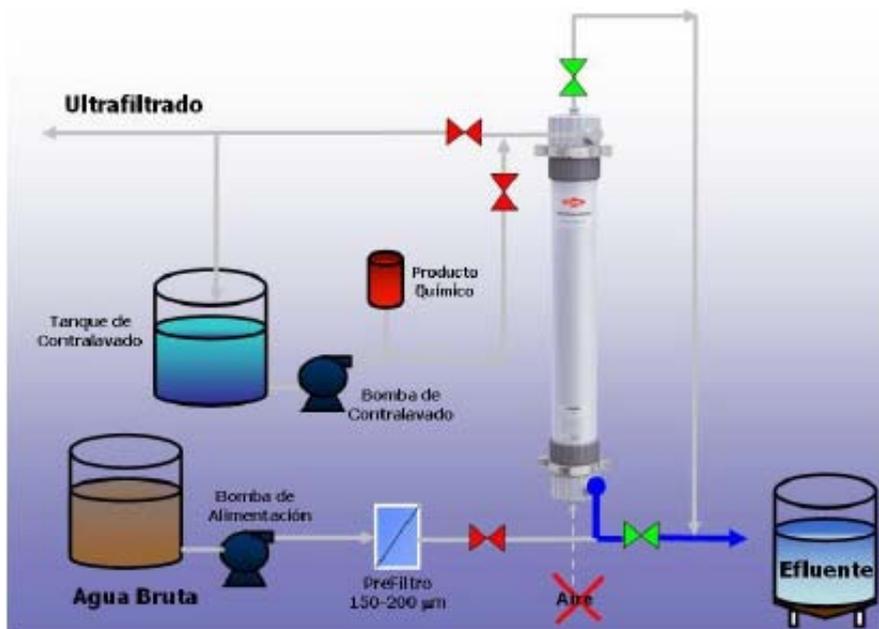


Figura 29: Esquema de la fase de drenaje en la etapa de ultrafiltración.

Cortesía de DOW™ Ultrafiltración

Una vez que los módulos se hayan vaciado, comienzo el proceso de contralavado automáticamente.

En el proceso de contralavado, se invierte el flujo del agua de tal manera que el agua que había sido filtrada previamente y almacenada en el tanque de contralavado es bombeada hacia el filtro.

El agua al llegar al módulo de filtración se introduce por la salida del agua filtrada y penetra las membranas desde fuera hacia dentro. De esta manera la suciedad restante depositada en la cara externa de las fibras es arrastrada por el agua. La evacuación del agua se realiza por dos sitios de manera no simultánea. Por un lado, el agua se extrae por la parte superior del filtro las partículas son más pequeñas, pero están más concentradas. Después, la evacuación se realiza por la parte inferior del filtro donde la concentración es menor pero la contaminación está constituida por partículas y sólidos más pesados.

Durante el proceso de contralavado el agua bombeada hacia dentro del flujo se mezcla con productos químicos como NaOH, HCl o H₂SO₄ entre otros. Estos productos químicos se utilizan en pequeñas cantidades y únicamente si fuera necesario.

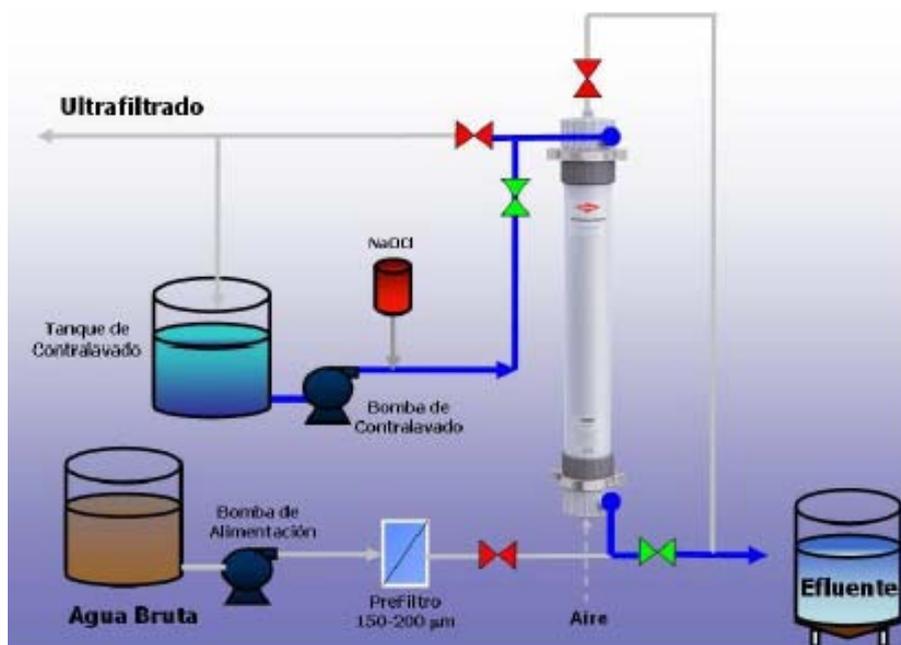


Figura 30: Esquema de la fase contralavado con evacuación a través del orificio inferior.

Cortesía de DOW™ Ultrafiltración

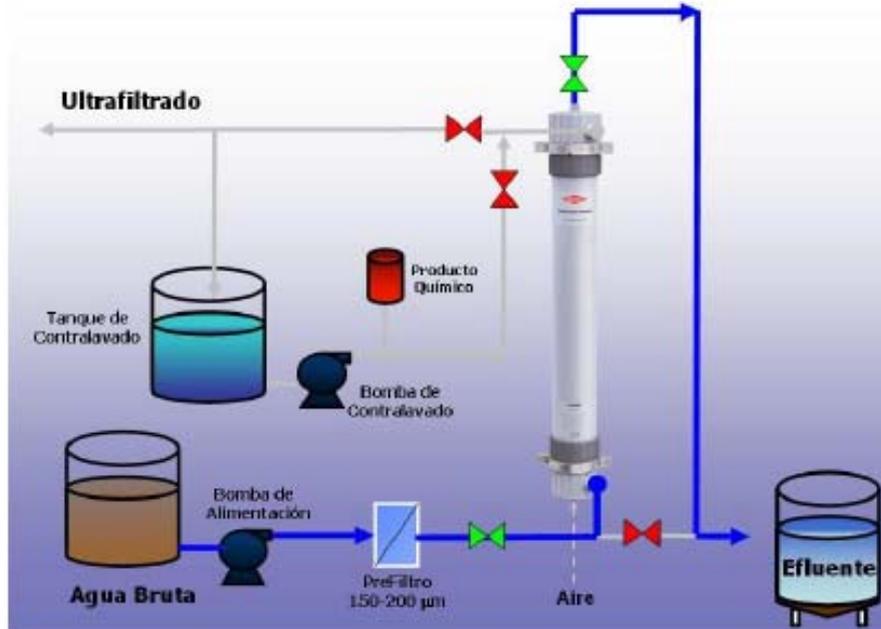


Figura 31: Esquema de la fase de contralavado con evacuación por la parte superior del filtro.

Cortesía de DOW™ Ultrafiltración

Una vez finalizado todo el proceso se realiza un último drenado, para seguidamente volver a comenzar con el proceso anteriormente descrito.

5.3.1 Diseño de la etapa de ultrafiltración

Para el diseño de esta etapa es necesario tener en cuenta todas las fases de diseño ya que dimensionando únicamente la fase de filtración no se asegura que haya suficientes módulos cuando sea necesario limpiarlos. Por tanto, primero se realizará un pre-dimensionamiento en la fase de filtración, teniendo en cuenta la capacidad de los filtros y el caudal a filtrar.

Según los datos del fabricante de la tabla 22, el caudal de trabajo tiene un rango de 45 a 180 m³/día. Por tanto, el número de filtros necesarios para la planta será:

$$n_{\text{filtros}} = \text{Caudal}_{\text{diseño}} / \text{Caudal}_{\text{filtro}} = 12 \text{ filtros} \quad (9)$$

Teniendo en cuenta la necesidad de limpiar los módulos cada 30 minutos de funcionamiento, se dispondrán de 24 filtros, es decir, dos bastidores de 12 filtros cada uno.

Para la fase de contralavado es necesario reservar parte del agua filtrada para después bombearla en sentido contrario hacia el filtro. De acuerdo a la ficha técnica de los filtros utilizados adjunto al final de la memoria, el caudal máximo de lavado es de 1,8 m³/h. Por tanto, teniendo en cuenta que los filtros trabajaran al 50% de su capacidad máxima, el flujo de limpieza se supondrá de 1,2 m³/h.

Una vez obtenido el caudal de limpieza y el número de filtros, es necesario dimensionar el tanque de contralavado y el tanto por ciento del agua respecto a lo total filtrada.

Por tanto, el volumen del tanque de contralavado se dimensionará de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$V_{tanque} = Q_{limpieza} / 60 \text{ min} * 24 \text{ filtros} * 2 = 0,96 \sim 1 \text{ m}^3 / \text{h} \quad (10)$$

Por tanto, el volumen del tanque de contralavado será de 2 m³. Por otro lado, el caudal de limpieza almacenada supondrá unas pérdidas del 1,25 % del caudal filtrado al día.



Figura 32: Bastidor de filtros de ultrafiltración

Cortesía de <http://www.gewater.es>

5.4 Osmosis Inversa

Como ya se explicó anteriormente, la etapa de osmosis inversa consiste en bombear agua a alta presión y filtrarla mediante unas membranas semipermeable que impide la filtración de las sales disueltas, obteniendo finalmente agua desalada.

En el proceso de osmosis inversa, a diferencia de la ultrafiltración, no se filtra el 100% del agua de aporte. El porcentaje de conversión de este tipo de plantas pueden variar en torno al 45-55% dependiendo del tipo de membrana y del rendimiento de la instalación en su conjunto.

Existen varios tipos de membranas dependiendo de su composición y su configuración. En cuanto a su composición, la mayoría de las membranas de osmosis inversa están fabricadas de acetato de celulosa o de poliamida. Actualmente, las membranas de acetato de celulosa se encuentran en desuso ya que poseen una menor resistencia química y trabajan a temperaturas menores de 35 °C. Por tanto, la mayoría de las membranas que se utilizan hoy en día están compuestas por poliamidas, ofrecen una mayor resistencia química y permiten trabajar con temperaturas de hasta 110 °C.

Por otro lado, en cuanto a su configuración, las membranas de osmosis inversa se dividen en tres grupos; membranas tubulares, membranas de fibra hueca y membranas en espiral.

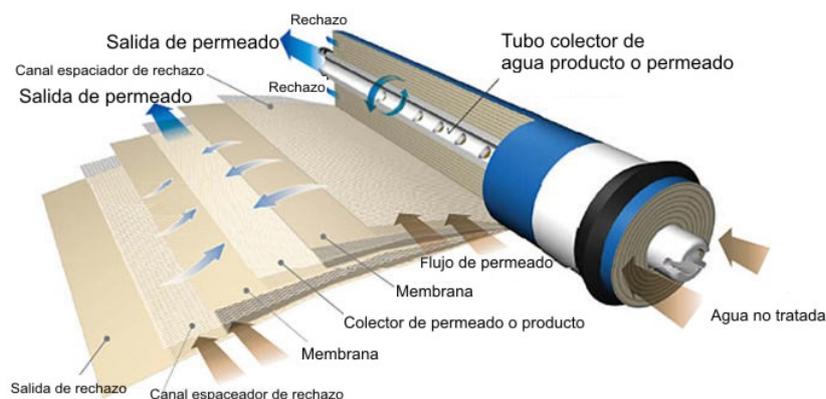


Figura 33: Membrana de osmosis inversa

Cortesía de <http://www.osmosisinversafiltroagua.com>

Las membranas tubulares están compuestas tubos micro-perforados con la membrana en su interior. El agua circula por el interior del tubo filtrándose hacia el exterior del mismo. Las membranas de fibra hueca están formadas por miles de fibras huecas envasadas dentro del filtro a través de las cuales circula el agua a filtrar. Finalmente, las membranas en espiral están formadas por hojas de membrana enrolladas sobre un conducto central y están contenidas en un cilindro de PVC.

La mayoría de las membranas instaladas hoy en día son membranas en espiral debido a su facilidad de limpieza y por la relación entre área de membrana y volumen del módulo.

El proceso de osmosis inversa puede diseñarse en varias configuraciones dependiendo del número de etapas de filtrado. Cuando el agua filtrada del primer bastidor de filtros se vuelve a filtrar en otro bastidor y el agua de rechazo no se reutiliza, se denomina proceso de una única etapa. Cuando el agua de rechazo de la primera etapa se filtra haciéndola pasar por un segundo bastidor de membranas, el sistema es de dos etapas y así sucesivamente.

Finalmente, con el fin de maximizar el rendimiento de la instalación y minimizar el consumo energético, se instalará un sistema de recuperación de energía a la salida de los bastidores de osmosis inversa. A la salida de los bastidores, el agua de rechazo o sal muera todavía tiene mucha presión. Por tanto, se instalará un sistema de intercambio de presión SIP que permita transferir la presión residual de la sal muera al agua de alimentación sin necesidad de utilizar de bombear parte del agua con la bomba de alta presión.

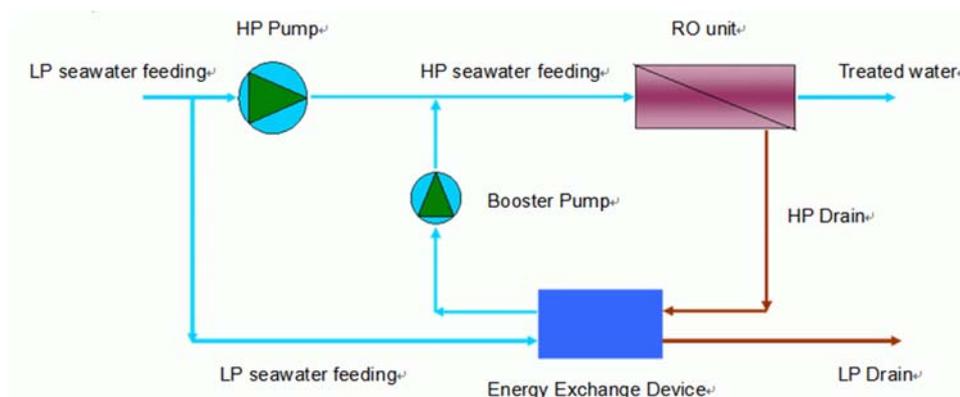


Figura 34: Esquema del sistema de recuperación de energía (SIP)

Cortesía de <https://forwardaqua.wordpress.com>

5.4.1 Diseño del sistema de filtración de Osmosis Inversa

Para el diseño de esta etapa se ha optado por emplear un software de diseño de sistemas de ósmosis inversa. El software utilizado es “IMS Design” de la compañía “Hydranautics Nitto Group Comapany”. Este software permite escoger el tipo de membrana y el número de membranas que mejor se adapten a la instalación a partir del caudal de salida necesario y las propiedades del agua de alimentación.

Según se especificó anteriormente, el caudal de salida de diseño de la planta es de 10.000 m³/día, con una tasa de conversión en torno al 45-50%. La tasa de conversión no es un factor que se pueda decidir ya que viene impuesto por el sistema y la calidad del agua de alimentación.

Al tratarse de una instalación pequeña, la etapa de osmosis inversa únicamente constará de una etapa con una única filtración. Por otro lado, en la simulación del sistema se realizarán varias simulaciones variando la temperatura con la finalidad de estudiar cómo afectaría una variación de la misma al sistema de filtración.

En siguiente tabla se pueden observar las consideraciones iniciales de diseño de la planta necesarias para la simulación mediante el software. Dichos valores son aproximados ya que los valores finales se obtendrán después de terminar la simulación y variarán en función de las membranas escogidas.

| | |
|------------------------|---------------------------|
| Caudal de alimentación | 21900 m ³ /día |
| Caudal de rechazo | 11900 m ³ /día |
| Caudal permeado | 10000 m ³ /día |
| Etapas | 1 |
| Conversión | 45-50% |
| Temperatura | 14-30 °C |

Tabla 23: Consideraciones iniciales para la simulación de la etapa de osmosis inversa

En la siguiente imagen se puede observar el diagrama de flujo final empleado en la simulación de la etapa.

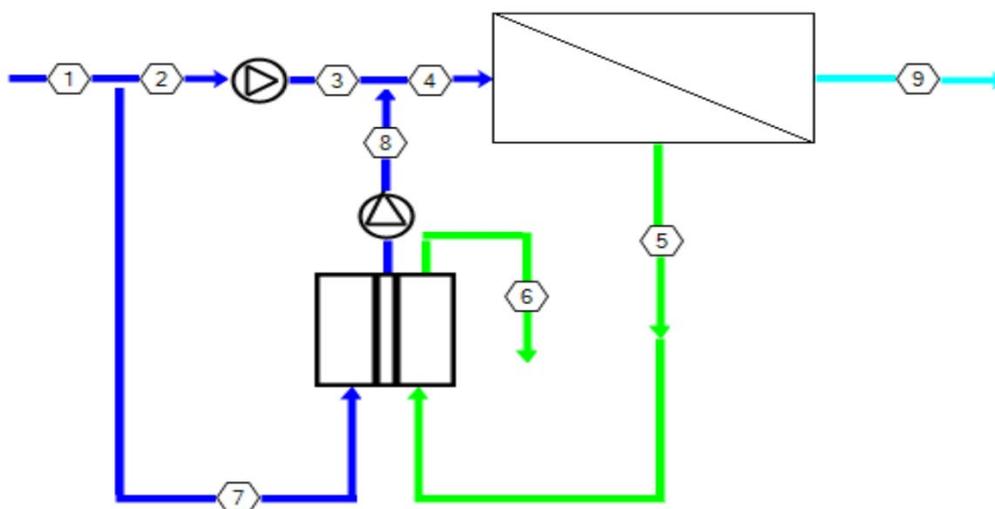


Figura 35: Diagrama de flujo empleado en la simulación

El software de simulación permite elegir entre varios tipos de membranas. En función de la membrana escogida, la tasa de conversión y la calidad del agua final obtenida varía. Finalmente, tras simular varias membranas se han escogido las membranas “SWC4-LD” cuya hoja de características se incorpora en los anexos.

| | |
|------------------------|-----------------------------|
| pH Alimentación | 8 |
| Conversión | 46% |
| Caudal permeado | 10000 m ³ /día |
| Flujo promedio | 16,8 lmh |
| Caudal de alimentación | 21739,1 m ³ /día |
| Caudal de rechazo | 11739,1 m ³ /día |
| Etapas | 1 |
| N° Tubos de presión | 111 |
| N° Líneas | 1 |

Tabla 24: Resultados obtenidos en la simulación

Como se comentó anteriormente, la temperatura y la edad de las membranas de osmosis inversa, son dos factores que influyen en gran medida en la calidad del agua obtenida tras la filtración. Por tanto, con la finalidad de estudiar la influencia de estos dos factores, se han simulado doce casos en los que se ha variado la temperatura y la antigüedad de las membranas.

| Temperatura | Años Membranas | TSD |
|-------------|----------------|-------------|
| 14 | 0 | 79,13 mg/l |
| | 1 | 84,51 mg/l |
| | 2 | 89,77 mg/l |
| | 3 | 95,11 mg/l |
| 20 | 0 | 103,09 mg/l |
| | 1 | 110 mg/l |
| | 2 | 116,91 mg/l |
| | 3 | 123,79 mg/l |
| 25 | 0 | 127,61 mg/l |
| | 1 | 135,96 mg/l |
| | 2 | 144,44 mg/l |
| | 3 | 152,90mg/l |
| 30 | 0 | 156,76 mg/l |
| | 1 | 167,14 mg/l |
| | 2 | 177,60 mg/l |
| | 3 | 187,66 mg/l |

Tabla 25: Variación de los TDS en función de la temperatura y antigüedad de las membranas

Como se puede observar en la tabla 25, a medida que aumenta la temperatura del agua, la concentración total de sólidos disueltos aumenta. Así mismo, a medida que los años de uso de las membranas aumenta, la cantidad de sólidos disueltos también aumenta, siendo necesario incrementar la presión a la entrada de los filtros.

5.4.2 Diseño del sistema de recuperación de energía

La desalinización mediante osmosis inversa ha conseguido reducir sus costes en los últimos años debido a la implantación de sistemas de recuperación de energía. Antes de la implantación de estos sistemas, el consumo energético de este tipo de plantas era muy grande, hasta el punto de no ser rentable una planta de este tipo.

Existen varios tipos de sistemas de recuperación de energía, aunque todos ellos se basan en el mismo principio, aprovechar la energía residual en el caudal de rechazo de la osmosis inversa para aumentar la presión del caudal de alimentación. Entre los distintos tipos de SIP, los más importantes son los centrífugos y los intercambiadores por pistones.

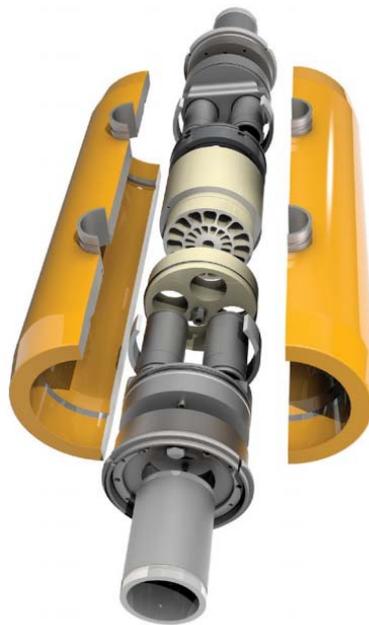


Figura 36: Intercambiador de presión

Cortesía de <http://www.energyrecovery.com>

Para el diseño de la planta se ha decidido incorporar unos intercambiadores de presión de la empresa “Energy Recovery Inc.” la cual ofrece la posibilidad de elegir el sistema que mejor se adapte a la instalación mediante un software de simulación. Los sistemas de recuperación de energía ofrecidos por esta empresa son sistemas rotativos compuestos por un cilindro en el cual se encuentran las cámaras de intercambio de presión.

Según establece la empresa, la eficiencia de estos sistemas es del 98% y pueden ser implantados en cualquier planta desalinizadora por osmosis inversa.

Para el cálculo y diseño del intercambiador de presión se va a utilizar el software proporcionado por la “Energy Recovery Inc.” Ya que permite obtener la mejor solución en función del tipo de planta. El software a partir de los datos introducidos en los campos resaltados en rojo recomienda el módulo y número de unidades necesarias, y proporciona el resto de datos resaltados en amarillo.

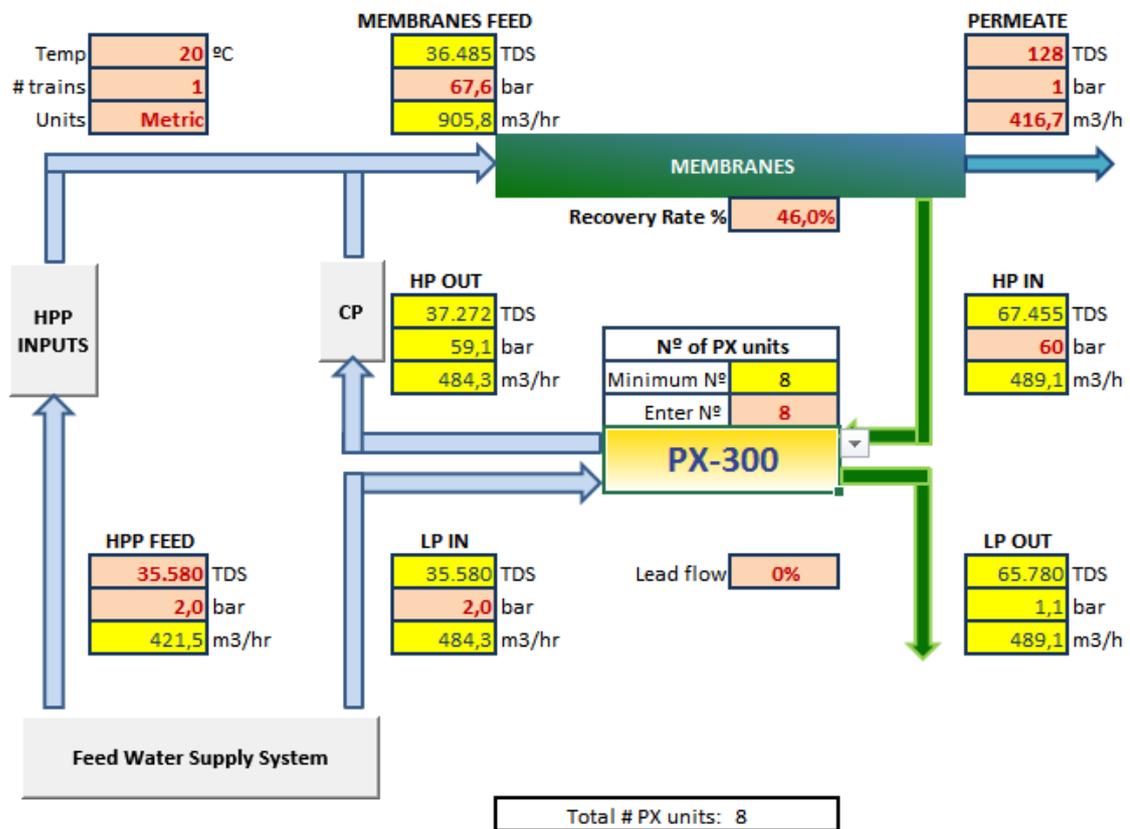


Figura 37: Interfaz del software del cálculo del recuperador de energía.

Cortesía de Energy Recovery Inc.

Introduciendo los datos obtenidos en las condiciones normales de funcionamiento de la simulación de la etapa de osmosis inversa, se obtiene que son necesarios 8 módulos de recuperación de energía “PX-300” por cada línea. Al tratarse de una planta pequeña, solo se necesita una línea y por tanto 8 recuperadores de energía.

5.5 Post-tratamiento

Después del tratamiento principal de filtración mediante osmosis inversa, el agua no es apta el consumo humano u otros usos debido a su baja alcalinidad, bajo pH y baja dureza. Por tanto, el agua debe ser tratada de tal manera que finalmente posea las propiedades necesarias para su uso. Para ello, es necesario remineralizar el agua mediante diversos procesos. En la siguiente tabla se presentan las características recomendadas que debe tener el agua desalada después de un proceso de remineralización.

| Parámetro | Rango |
|------------------------------------|-----------|
| pH | 8,2 ± 0,1 |
| Alk, mg CaCO ₃ /L | 56 ± 3 |
| HCO ₃ ⁻ mg/L | 68 ± 3 |
| Ca ²⁺ mg/L | 21 ± 2 |
| CO ₂ mg/L | 0,7 ± 0,1 |
| LSI (SM2330) | ± 0,15 |

Tabla 26: Propiedades del agua recomendadas después de la remineralización

Fuente: “Guía para la remineralización de aguas desaladas”.

Para la remineralización del agua proveniente de la osmosis inversa, se ha decidido emplear lechos de calcita con previa dosificación de CO₂.

La dosificación de CO₂ es esencial para conseguir una correcta remineralización en los lechos de calcita. Para ello se van a emplear dosificadores de CO₂ a baja presión. Dichos dosificadores incorporan el CO₂ a contracorriente de tal manera que facilitan la mezcla del agua con las burbujas del compuesto inyectado.

Por otro lado, se ha decidido emplear lechos de calcita y no otros sistemas debido a las ventajas que este sistema ofrece. Mediante los lechos de calcita, se obtiene una mayor cantidad de bicarbonatos con la misma cantidad de CO₂ y a su vez se alcance el equilibrio automáticamente, regulando el pH y consumiendo únicamente la cantidad de carbonato de calcio necesaria, sin emplear equipos de control y monitorización.

En cuanto al diseño de los lechos de calcita se ha optado por incorporar unos lechos de flujo ascendente, de tal manera que el agua se introduce por la parte inferior del depósito, se filtra a través de los lechos y por último se extrae por la parte superior del tanque. Se ha optado por este diseño de lecho debido a las múltiples ventajas que ofrece. Al tratarse de lechos ascendentes y tener la misma altura de lecho, se pueden colocar en paralelo con un único sistema de alimentación, tienen poca pérdida de carga de tal manera que pueden operar a la presión de salida del agua de la osmosis inversa y no es necesario realizar un mantenimiento exhaustivo.

Como se ha comentado anteriormente, solo se consume la cantidad de reactivo necesaria para la remineralización del agua de acuerdo a la siguiente ecuación:

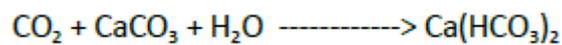


Figura 38: Reacción en los lechos de calcita

Para calcular la cantidad necesaria de CO₂ y calcita, es necesario tener en cuenta las propiedades finales del agua que se desean obtener. La concentración final de calcita en el agua puede variar entre 50 y 70 mg/l. Por tanto, teniendo en cuenta el caudal permeado y la concentración necesaria se obtiene:

$$m_{\text{CaCO}_3} = Q_{\text{permeado}} * 60 \text{ mg/l} = 25 \text{ kg/h} \quad (11)$$

Calculando los coeficientes estequiométricos de la ecuación 10 y con la cantidad de reactivo obtenida en la ecuación 11, se obtiene la cantidad de CO₂ a dosificar:

$$m_{\text{CO}_2} = m_{\text{CaCO}_3} * \text{Índice Estequiométrico} = 25 * 0,44 = 11 \text{ kg/h} \quad (12)$$

Una vez obtenida la cantidad de calcita necesaria, hay que calcular el número de lechos y altura de los mismos en función de su área y tiempo de tratamiento.

Para el diseño de los lechos se ha optado por utilizar los lechos suministrados por la empresa “Drintec TM”, cuyas características se pueden observar en la siguiente tabla.

| Parámetro | Rango |
|---------------------|-----------------------------|
| Caudal | 20-1800 m ³ /día |
| Medio de filtración | Calcita granulada |
| Altura máxima | 5750 mm |
| Diámetro | 460-2210 mm |
| Presión nominal | Atmosférica o 2-6 bar |

Tabla 27: Especificaciones técnicas de los lechos de calcita.

Fuente: drintec.com

Para calcular la superficie total filtrante y el número de lechos necesarios en función del caudal a tratar, es necesario tener en cuenta la velocidad de filtrado de los mismos. La velocidad normal de ascensión del agua en los lechos varía de 8 m/h a 15 m/h, según la especificación técnica del fabricante. Por tanto, de acuerdo a la siguiente ecuación, la superficie de lecho necesaria será:

$$S_{lecho} = Q_{permeado} / v_{filtrado} = 416,67/8 = 52 \text{ m}^2 \quad (13)$$

Teniendo en cuenta la superficie unitaria del lecho y el área necesaria obtenida en la ecuación 13, se determina el número de lechos necesarios.

$$N_{lechos} = 52/3 = 18 \text{ lechos} \quad (14)$$

Finalmente, hay que calcular la altura de lecho necesaria para comprobar si los lechos escogidos tienen suficiente altura de lecho. Para ello se tendrá en cuenta el tiempo de filtrado necesario y la velocidad de filtración. Para la determinación de la altura se escogerá el caso más desfavorable, con una velocidad de ascensión de 15 m/h.

$$h_{lecho} = v_{filtración} * t = 15 * \frac{12}{60} = 3 \text{ m} \quad (15)$$

Por tanto, se comprueba que la altura necesaria de lecho es menor que la altura máxima según la especificación técnica del fabricante.

5.6 Difusor Submarino

Por último, después de que la sal muera haya pasado por el recuperador de energía, es necesario devolverla al mar sin que la alta concentración salina altera las propiedades del entorno. Para ello se ha decidido diseñar un emisario submarino con cinco líneas de descarga en su extremo de tal manera que el caudal dosificado por cada línea sea el menor posible. Por otro lado, cada línea de descarga consta de entradas por las que se filtrará agua de mar para reducir la concentración del caudal de rechazo de la planta. Mediante estos dos sistemas, se pretende reducir el impacto que pudiera producir la alta concentración de la sal muera en el entorno marino.

El emisario submarino será de poliestireno resistente a la corrosión de la sal, al igual que el inmisario submarino previamente diseñado. Dicho emisario tendrá un diámetro de 0,8 metros con el fin de asegurar un caudal en régimen laminar y una velocidad máxima de 0,15 m/s.



Figura 39: Difusor submarino

Cortesía de <https://mariasanchezgalan.wordpress.com>

5.7 Dimensionamiento de las bombas

Para el dimensionamiento y cálculo de todas las bombas se ha seguido el mismo proceso adaptando los datos para cada bomba y proceso.

La potencia de cada bomba queda definida según la siguiente ecuación:

$$P = \frac{Q \cdot H \cdot \rho \cdot g}{\eta} \quad (16)$$

Para el dimensionamiento de las bombas se han tenido en cuenta diversos parámetros como, las pérdidas de carga, las presiones, el coeficiente de rozamiento y las características técnicas especificadas por los fabricantes. Finalmente, en la siguiente se resumen las potencias, el caudal y el número de bombas para cada fase.

| Etapa | Número de bombas | Caudal total | Potencia total |
|------------------------|------------------|----------------------------|----------------|
| Captación | 1+1 | 22.000 m ³ /día | 230,05 Kw |
| Bombas de baja presión | 1+1 | 22.000 m ³ /día | 141,03 Kw |
| Bombas de alta presión | 2+1 | 10.116 m ³ /día | 2.239,95 Kw |
| Bomba Booster | 8+2 | 11.623 m ³ /día | 184,4 Kw |
| Bomba de agua desalada | 1+1 | 10.000 m ³ /día | 93,22 Kw |

Tabla 28: Caudal y potencia de las bombas principales de la planta

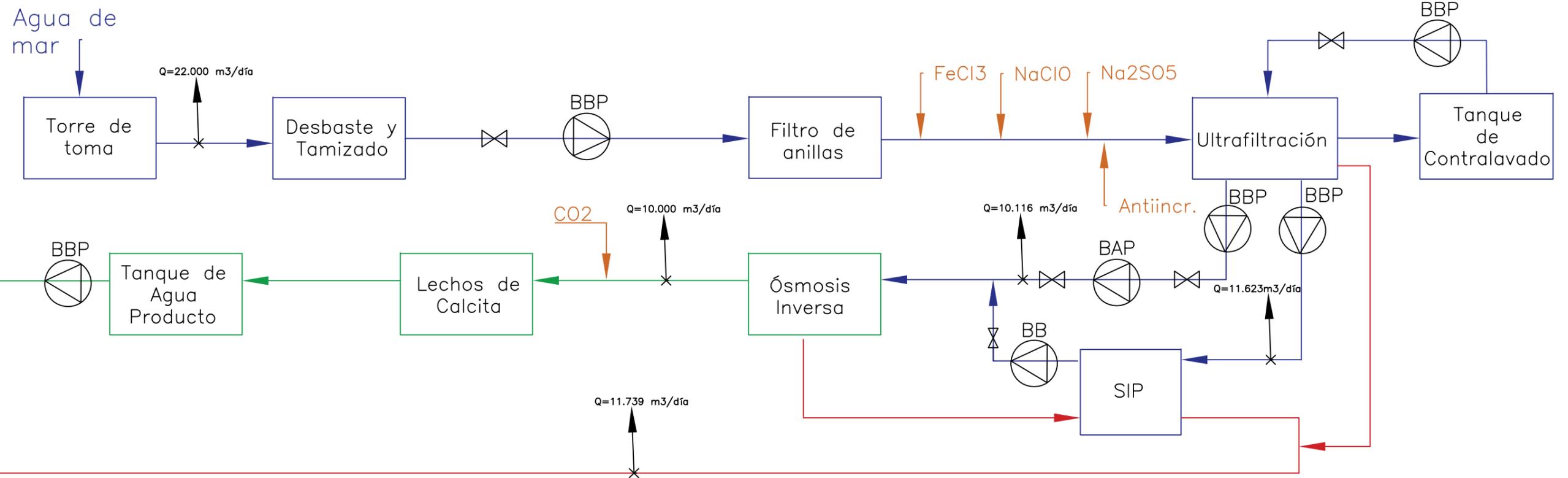
6. Bibliografía

- [WHO_14] World Health Organization. “INVESTING IN WATER AND SANITATION: INCREASING ACCESS, REDUCING INEQUALITIES. UN-Water Global Analysis and Assessment of Sanitation and Drinking-Water GLAAS 2014 Report. Disponible en: http://apps.who.int/iris/bitstream/10665/139735/1/9789241508087_eng.pdf?ua=1
- [MAUL15] Mauleón, C. “¿Cómo está distribuida el agua del planeta?”. 2015. Disponible en: <http://www.laenergiadelcambio.com/como-esta-distribuida-el-agua-del-planeta>
- [CPA_16] Comunidad Planeta Azul. “Aprende más acerca del Agua Distribución del agua en nuestro Planeta Azul” 2016. Disponible en: <http://comunidadplanetaazul.com/agua/aprende-mas-acerca-del-agua/distribucion-del-agua-en-nuestro-planeta-azul/>
- [PERE14] Pérez, M.A. “Slingshot quiere hacer el agua potable para millones de personas”. 2014. Disponible en: <http://blogthinkbig.com/agua-potable-en-el-tercer-mundo/>
- [KASP09] Kasper, J. “Solar Powerd Water Distiller”. 2009. Disponible en: <http://www.coroflot.com/Jrk38/Haitian-Desal-A-Nation-Solar-Powerd-Water-Distiller>
- [DIAM05] Diamanti, G. “Eliodomestico is a solar household still for the developing countries”. 2005. Disponible en: <http://www.gabrielediamanti.com/projects/eliodomestico---how-does-it-work/>
- [MART10] Martínez, A. “El MIT diseña un equipo de desalinización solar portátil para crisis humanitarias”. 2010. Disponible en: <http://naukas.com/2010/10/15/el-mit-disena-un-equipo-de-desalinizacion-solarportatil-para-crisis-humanitarias/>
-

- [VIZO17] Vizoso Ramírez, José Luis. “África y el reto de agua” Abengoa. 2017. Disponible en: <http://www.laenergiadelcambio.com/africa-y-el-reto-del-agua>
- [BDI_17] Biblioteca de Investigaciones. “LA OCEANGRAFÍA FÍSICA”. 2017. Disponible en: <https://bibliotecadeinvestigaciones.wordpress.com/ciencias-de-la-tierra/oceanografia-fisica/>
- [BENI10] Benito de Benito, M., Carballo Lafuente, M., Otero Romero, A. y Ruiz Álvarez, M. “Diseño de una desaladora de agua de mar de 60.000 m³/día con pretratamiento de ultrafiltración”. 2010.
- [SILV17] Silveira, Katia. “¿Qué nos pasa si bebemos agua de mar?”. 2017. Disponible en: <http://www.vix.com/es/btg/curiosidades/5458/que-nos-pasa-si-bebemos-agua-de-mar>
- [RUIZ14] Ruiz Jiménez, Miguel Ángel. “Situación global de la desalación”. 2014. Disponible en: <http://www.eoi.es/blogs/miguelangelruizjimenez/2014/02/26/situacion-global-de-la-desalacion/>
- [ZUÑI04] Zúñiga Santana, Juan Francisco. “La desalinización del agua de mar y su tendencia actual”. 2004. Disponible en: <http://www.cubasolar.cu/biblioteca/energia/Energia32/HTML/articulo04.htm>
- [ROS_11] Ros Moreno, Pedro. “Capítulo 7: Destilación por múltiple efecto (MED)”. 2011. Disponible en: <http://www.mailxmail.com/curso-agua-desalacion-1-4/destilacion-8220-multiple-efecto-8221-med>
- [ROS_11] Ros Moreno, Pedro. “Capítulo 2: Procesos de desalación. Congelación”. 2011. Disponible en: <http://www.mailxmail.com/curso-agua-desalacion-4-4/procesos-desalacion-congelacion>

- [COLO16] Colomina Montava, Jordi. “Diseño de una planta desalinizadora con sistema de osmosis inversa para producir 20000 m³/día”. Universidad Politécnica de Valencia. 2016.
- [ECO09] Ecoagua Ingenieros. “Desalación mediante ósmosis inversa”. 2009. Disponible en: https://ecoagua.com/wp-content/uploads/2016/12/Art_tecnico_ecoagua_3.pdf
- [AL-K12] Ali Al-Karaghoul y Lawrence L. Karmerski. “Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes”. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2012.
- [BANA07] Banat, Fawzi. “Economic and technical assessment of desalination technologies”. Jordan University of Science and Technology. 2007.
- [WITT07] Michelle K. Wittholz, Brian K. O’Neill, Chris B. Colby y David Lewis. “Estimating the cost of desalination plants using a cost database”. School of Chemical Engineering, University of Adelaide, Australia. 2007.
- [AGNU10] Asamblea General de las Naciones Unidas, Resolución 64/292, a 28 de julio de 2010.

Documento N°2 - Plano



| GLOSARIO | |
|----------|-----------------------|
| BBP | Bomba de baja presión |
| BAP | Bomba de alta presión |
| BB | Bomba booster |

| NOMBRE | | FECHA | ESQUEMA DE FLUJO DE LA PLANTA |
|------------------------|---|----------|-------------------------------|
| DIBUJADO | Alejandro S. | 04/07/17 | |
| COMPROBADO | M.Cledera | 04/07/17 | |
| Proyecto Fin de Máster | FIRMA  | | Nº DE LAMINA |
| | | | 1 |

Documento N°3 – Anexos

Anexo A

ZeeWeed* Pressurized Ultrafiltration

Model ZW1500

Description and Use

As a pioneer of membrane technology, GE leverages decades of research, development, and operational experience in developing the most advanced pressurized ultrafiltration technology in the market, ZeeWeed 1500. ZeeWeed systems are proven to consistently outperform conventional filtration technology while meeting or exceeding regulatory requirements, regardless of source water quality.

Typical Applications

Versatile and reliable, the pressurized ZeeWeed 1500 is ideally suited for use in numerous applications including drinking water treatment, tertiary filtration and RO pre-treatment for brackish water and seawater. Compared to granular filter media, ZeeWeed membranes produce superior water quality and are virtually unaffected by variable raw water quality - all at a cost comparable to conventional filtration technology.

General Properties

- 0.02 μm nominal pore diameter - for optimal removal of particulates, bacteria and viruses
- PVDF hollow fiber membrane - provides high mechanical strength and chemical resistance
- Outside-in filtration - provides uniform flow distribution and high solids tolerance

a product of
ecomagination[™]



Storage and Handling

Modules may be stored in the original factory packaging for up to 1 year prior to installation. Modules must be stored between 5°C and 35°C (41°F to 95°F). Do not expose the membrane module to direct sunlight (UV light).

Safety Precautions

A Material Safety Data Sheet containing information about this product is available on request.

Find a contact near you by visiting www.gewater.com and clicking on "Contact Us".

* Trademark of General Electric Company; may be registered in one or more countries.

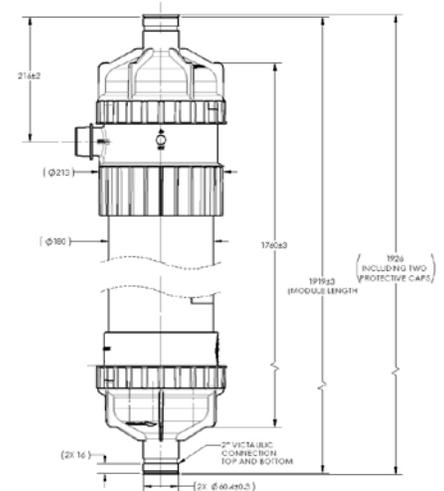
©2014, General Electric Company. All rights reserved.

Product Specifications

| | |
|--|--|
| Model | ZeeWeed 1500-600 |
| Nominal membrane surface area | 55.7 m ² (600 ft ²) |
| Max shipping weight¹ | 32 kg (70 lb) |
| Lifting weight² | 30-36 kg (65-80 lb) |
| Membrane material | PVDF |
| Nominal pore size | 0.02 micron |
| Nominal fiber diameter | OD: 1.1 mm, ID: 0.66 mm |
| Flow path | Outside-in |
| Housing material | PVC housing with Noryl caps |

¹ Packaged

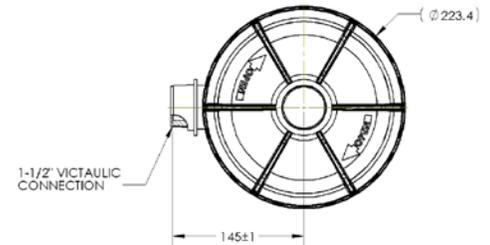
² Varies with solids accumulation



All lengths in mm

| Module Dimensions | | |
|--|-------------------|-----------------|
| Connections: Permeate/Feed/Reject | Height | Pipe diameter |
| Victaulic/Victaulic/Victaulic ³ | 1920 mm (75.6 in) | 180 mm (7.1 in) |

³ Module available with compression permeate and/or threaded reject connection(s)



Operating Parameters

| Performance | | |
|-----------------------------------|--|---|
| Flow range | | 45 – 180 m ³ /day (8-33 gpm) |
| Operating conditions | | |
| Max shell inlet pressure | | 379 kPa (55 psi) |
| TMP range | | 0-276 kPa (0-40 psi) |
| Max temperature | | 40°C (104°F) |
| Operating pH | | 5.0-10.0 |
| Max air scour flow | | 5.1 m ³ /h (3 dcfm) |
| Max backwash flow | | 1.8 m ³ /hr (8 gpm) |
| Cleaning | | |
| Cleaning pH range | | 2.0-12.0 |
| Max chlorine concentration | | 1,000 mg/L (as NaOCl) ⁴ |

⁴ NOTE: Higher concentrations are possible depending on feedwater and pH.

Anexo B

Membrane Element

SWC4-LD (Low Fouling Technology)

| | | |
|---------------------|----------------------------|------------------------------------|
| Performance: | Permeate Flow: | 6,500 gpd (24.6 m ³ /d) |
| | Salt Rejection: | 99.8 % (99.7 % minimum) |
| | Boron Rejection (Typical): | 93.0% [†] |

| | | |
|-------------|-----------------------|---|
| Type | Configuration: | Spiral Wound |
| | Membrane Polymer: | Composite Polyamide |
| | Membrane Active Area: | 400 ft ² (37.1m ²) |
| | Feed Spacer: | 34 mil (0.864 mm) with biostatic agent |

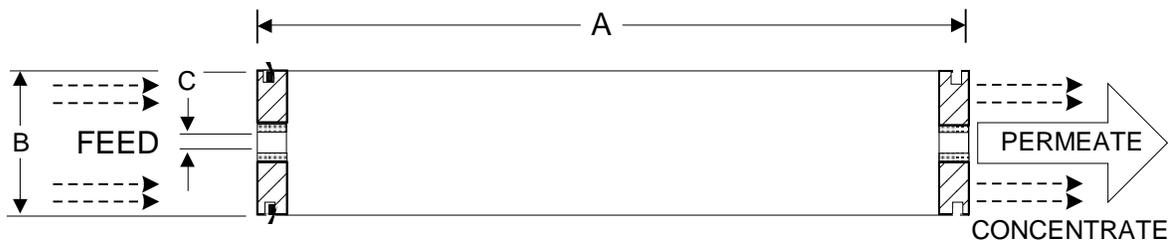
| | | |
|--------------------------|--|---------------------------------|
| Application Data* | Maximum Applied Pressure: | 1200 psig (8.27 MPa) |
| | Maximum Chlorine Concentration: | < 0.1 PPM |
| | Maximum Operating Temperature: | 113 °F (45 °C) |
| | pH Range, Continuous (Cleaning): | 2-11 (1-13)* |
| | Maximum Feedwater Turbidity: | 1.0 NTU |
| | Maximum Feedwater SDI (15 mins): | 5.0 |
| | Maximum Feed Flow: | 75 GPM (17.0 m ³ /h) |
| | Minimum Ratio of Concentrate to Permeate Flow for any Element: | 5:1 |
| | Maximum Pressure Drop for Each Element: | 15 psi |

* The limitations shown here are for general use. For specific projects, operating at more conservative values may ensure the best performance and longest life of the membrane. See Hydranautics Technical Bulletins for more detail on operation limits, cleaning pH, and cleaning temperatures.

Test Conditions

The stated performance is initial (data taken after 30 minutes of operation), based on the following conditions:

- 32,000 ppm NaCl
- 800 psi (5.5 MPa) Applied Pressure
- 77 °F (25 °C) Operating Temperature
- 10% Permeate Recovery
- 6.5 - 7.0 pH Range



| A, inches (mm) | B, inches (mm) | C, inches (mm) | Weight, lbs. (kg) |
|----------------|----------------|----------------|-------------------|
| 40.0 (1016) | 7.89 (200) | 1.125 (28.6) | 33 (15) |

Notice: Permeate flow for individual elements may vary + or - 15 percent. Membrane active area may vary +/-4%. Element weight may vary. All membrane elements are supplied with a brine seal, interconnector, and o-rings. Elements are enclosed in a sealed polyethylene bag containing less than 1.0% sodium meta-bisulfite solution, and then packaged in a cardboard box.

[†] When tested at standard test conditions with 5.0ppm Boron in feed solution.

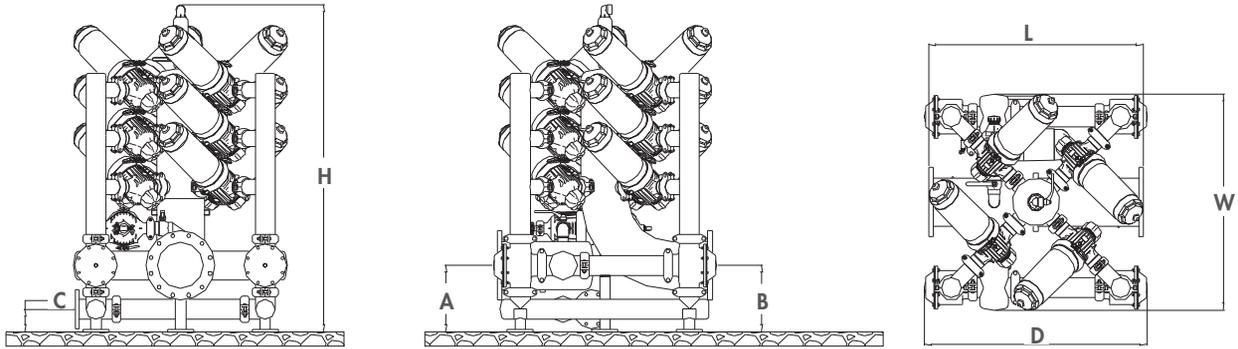
Hydranautics believes the information and data contained herein to be accurate and useful. The information and data are offered in good faith, but without guarantee, as conditions and methods of use of our products are beyond our control. Hydranautics assumes no liability for results obtained or damages incurred through the application of the presented information and data. It is the user's responsibility to determine the appropriateness of Hydranautics' products for the user's specific end uses. 3/06/15

LENNTECH

info@lennotech.com Tel. +31-152-610-900
www.lennotech.com Fax. +31-152-616-289

Anexo C

Cabezales en estrella



| Modelo | Dimensiones (mm) | | | | | | | Superficie filtrante (cm ²) |
|--------|------------------|-----|-----|-------|-------|-------|-------|---|
| | A | B | C | D | H | L | W | |
| 4x4 S | 380 | 380 | 130 | 1.280 | 1.862 | 1.235 | 1.228 | 17.904 |
| 5x4 S | 380 | 380 | 130 | 1.700 | 1.963 | 1.730 | 1.881 | 22.380 |
| 6x4 S | 380 | 380 | 130 | 1.700 | 1.974 | 1.730 | 1.881 | 26.856 |

Datos técnicos cabezales

| Modelo | Diámetro Ent./Sal | Caudales (m ³ /h) | | |
|--------|-------------------|------------------------------|---------------|--------------|
| | | Calidad Alta | Calidad Media | Calidad Baja |
| 2x3 L | DN80 | 60 | 40 | 20 |
| 3x3 L | DN100 | 90 | 60 | 30 |
| 4x3 L | DN100 | 120 | 80 | 40 |
| 5x3 L | DN150 | 150 | 100 | 50 |
| 6x3 L | DN150 | 180 | 120 | 60 |
| 7x3 L | DN150 | 210 | 140 | 70 |
| 8x3 L | DN150 | 240 | 160 | 80 |

| Modelo | Diámetro Ent./Sal | Caudales (m ³ /h) | | |
|--------|-------------------|------------------------------|---------------|--------------|
| | | Calidad Alta | Calidad Media | Calidad Baja |
| 9x3 C | DN150 | 270 | 180 | 90 |
| 12x3 C | DN200 | 360 | 240 | 120 |
| 15x3 C | DN200 | 450 | 300 | 150 |
| 18x3 C | DN250 | 540 | 360 | 180 |
| 21x3 C | DN250 | 630 | 420 | 210 |
| 24x3 C | DN300 | 720 | 480 | 240 |
| 27x3 C | DN300 | 810 | 540 | 270 |
| 30x3 C | DN300 | 900 | 600 | 300 |

| Modelo | Diámetro Ent./Sal | Caudales (m ³ /h) | | |
|--------|-------------------|------------------------------|---------------|--------------|
| | | Calidad Alta | Calidad Media | Calidad Baja |
| 4x4 S | DN200 | 360 | 240 | 120 |
| 5x4 S | DN200 | 450 | 300 | 150 |
| 6x4 S | DN250 | 540 | 360 | 180 |

| Modelo | Diámetro Ent./Sal | Caudales (m ³ /h) | | |
|---------|-------------------|------------------------------|---------------|--------------|
| | | Calidad Alta | Calidad Media | Calidad Baja |
| 3x4 TL | DN150 | 270 | 180 | 90 |
| 4x4 TL | DN200 | 360 | 240 | 120 |
| 5x4 TL | DN200 | 450 | 300 | 150 |
| 6x4 TL | DN250 | 540 | 360 | 180 |
| 7x4 TL | DN250 | 630 | 420 | 210 |
| 8x4 TL | DN300 | 720 | 480 | 240 |
| 9x4 TL | DN300 | 810 | 540 | 270 |
| 10x4 TL | DN300 | 900 | 600 | 300 |

| Modelo | Diámetro Ent./Sal | Caudales (m ³ /h) | | |
|---------|-------------------|------------------------------|---------------|--------------|
| | | Calidad Alta | Calidad Media | Calidad Baja |
| 6x4 TD | DN250 | 540 | 360 | 180 |
| 7x4 TD | DN250 | 630 | 420 | 210 |
| 8x4 TD | DN300 | 720 | 480 | 240 |
| 9x4 TD | DN300 | 810 | 540 | 270 |
| 10x4 TD | DN300 | 900 | 600 | 300 |