



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA  
SUPERIOR INGENIEROS  
INDUSTRIALES VALENCIA

**Grado en Ingeniería Química**

## **DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA LA DESALACIÓN DEL AGUA DE MAR**

**AUTOR: Alejandro Ibáñez Hergueta**

**TUTOR: María Cinta Vincent Vela**

**COTUTOR: José Antonio Mendoza Roca**

**Curso Académico: 2016/2017**



## **AGRADECIMIENTOS**

Quisiera aprovechar la ocasión para agradecer el apoyo recibido para poder realizar este trabajo.

Especialmente me gustaría agradecer a mis tutores María Cinta y José Antonio por toda la ayuda, los conocimientos, los consejos, y el tiempo dedicado. Trabajar con ellos me ha aportado mucho. También me gustaría dar las gracias a mi familia, a Sandra y a Nuria por todo el apoyo moral que me han ofrecido, sin ellos no podría haber seguido adelante. Por último y no menos importante, agradecer mucho el apoyo ofrecido por mis amigos.



## RESUMEN

El agua es el recurso más importante que necesitan los seres humanos para vivir. Dado el crecimiento exponencial de la población durante las últimas décadas es necesario encontrar una forma económica y segura para el medio ambiente de garantizar agua potable para la población. De esta premisa surge la necesidad de realizar este trabajo, un proceso de desalación novedoso por ósmosis directa para la desalación de agua de mar. La novedad de este proceso radica en el empleo de la ósmosis directa como método de extracción del agua a partir de agua de mar, a diferencia de los procesos convencionales que se llevan a cabo mediante ósmosis inversa, evaporación o electrodiálisis.

En la planta se toma el agua de mar mediante un sistema de bombeo de un pozo playero. El agua de mar se somete a un proceso de pretratamiento y se introduce en un sistema de membranas de ósmosis directa. Como disolución de arrastre, se ha empleado nanopartículas magnéticas de magnetita con recubrimiento de ácido poliacrílico, que se caracterizan por ofrecer alta presión osmótica y por separarse fácilmente del agua mediante un proceso de separación por campo magnético.

A la salida del sistema de membranas se obtiene una salmuera, que se vertirá de nuevo al mar y una corriente diluida de disolución de arrastre. Para recuperar las nanopartículas, se emplean separadores magnéticos, y a continuación el agua obtenida se divide en dos corrientes: una para elaborar nueva disolución de arrastre y otra corriente en la cual se potabiliza el agua siguiendo la normativa vigente de agua apta para el consumo de acuerdo con el Real Decreto 140/2203.



## RESUM

L'aigua és el recurs més important que necessiten els éssers humans per a viure. Donat el creixement exponencial de la població durant les últimes dècades és necessari trobar una forma econòmica i segura per al medi ambient de garantir aigua potable per a la població. D'aquesta premissa sorgeix la necessitat de realitzar aquest treball, un procés de dessalatge nou per osmosi directa per al dessalatge d'aigua de mar. La novetat d'aquest procés radica en l'ús de l'osmosi directa com a mètode d'extracció de l'aigua a partir d'aigua de mar, a diferència dels processos convencionals que es duen a terme per mitjà d'osmosi inversa, evaporació o electrodiàlisi.

En la planta es pren l'aigua de mar per mitjà d'un sistema de bombament d'un pou baix la platja. L'aigua de mar es sotmet a un procés de pretractament i s'introdueix en un sistema de membranes d'osmosi directa. Com a dissolució d'arrossegament, s'ha empleat nanopartícules magnètiques de magnetita amb recobriment d'àcid poliacrílic, que es caracteritzen per oferir alta pressió osmòtica i per separar-se fàcilment de l'aigua per mitjà d'un procés de separació per camp magnètic.

A l'eixida del sistema de membranes s'obté una salmorra, que s'abocarà de nou al mar i una corrent diluïda de dissolució d'arrossegament. Per a recuperar les nanopartícules, s'empren separadors magnètics, i després l'aigua obtinguda es divideix en dues corrents: una per a elaborar nova dissolució d'arrossegament i una altra corrent en la qual es potabilitza l'aigua segons la normativa vigent d'aigua apta per al consum d'acord amb el Reial Decret 140/2203.



## **ABSTRACT**

Water is an essential resource that every human being needs for living. As the population has been growing exponentially for the last decades, an affordable and secure way for the environment in order to guarantee potable water for the community is of paramount importance. . Under this premise, a novel process of desalination through forward osmosis for desalting seawater is worth to be studied. The novelty of this process lies on the use of forward osmosis as a method of water extraction from seawater, unlike the conventional processes carried out through reverse osmosis, evaporation, or electrodialysis.

In the plant, seawater is taken by means of a beach well through a system of pumping. Seawater is subjected to a process of pretreatment and it is fed to a system of forward osmosis membranes. As a draw solution, magnetic nanoparticles of magnetite with polyacrylic acid covering have been used, which are characterized by a high osmotic pressure, and by easily separating themselves from water through a process based on magnetic fields.

At the exit of the membrane system a brine is obtained, which will be discharged once again to the sea, and a diluted current of draw solution. Magnetic separators are used in order to recover the nanoparticles, and the water obtained is divided into two currents: one for producing a new draw solution, and another current in which water is purified following the current legislation of water suitable for consumption in accordance with Royal Decree 140/2203.



## **Índice del proyecto**

**Documento 1: Memoria**

**Documento 2: Planos**

**Documento 3: Presupuesto**



# 1. MEMORIA



# Índice del Documento 1: Memoria

1. OBJETO.....	página 1
2. JUSTIFICACIÓN.....	página 1
3. EMPLAZAMIENTO.....	página 1
4. LEGISLACIÓN PARA EL AGUA DE CONSUMO.....	página 2
5. ANTECEDENTES.....	página 3
5.1. Procesos de membrana.....	página 3
5.2. Procesos de desalación.....	página 3
5.3. Ósmosis directa.....	página 4
5.3.1. Tipos de disoluciones de arrastre.....	página 7
5.3.2. Tipos de materiales en membranas.....	página 7
5.3.3. Aplicaciones.....	página 7
5.3.4. Sistemas híbridos.....	página 8
6. CAPTACIÓN Y ACONDICIONAMIENTO PREVIOS A LA OD.....	página 9
6.1. Captación del agua de mar.....	página 10
6.2. Bombeo a planta y pretratamiento.....	página 10
7. DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN ELEGIDA.....	página 17
7.1. Captación del agua de mar.....	página 21
7.2. Pretratamiento y proceso de membranas.....	página 22
7.3. Limpieza de membranas.....	página 24
7.4. Preparación de la disolución de arrastre.....	página 27
7.5. Tratamiento de la salmuera.....	página 28
7.6. Obtención de agua y potabilización.....	página 29
8. GESTIÓN DE LA SALMUERA.....	página 30
9. DESCRIPCIÓN DE LA DISOLUCIÓN DE ARRASTRE.....	página 30
10. OBTENCIÓN DEL AGUA.....	página 32

11. ESTUDIO ECONÓMICO.....	página 33
12. COMPARACIÓN CON EL PROCESO DE ÓSMOSIS INVERSA.....	página 36
13. CONCLUSIONES.....	página 36
14. BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS.....	página 37
15. ANEXOS DE LA MEMORIA DESCRIPTIVA.....	página 39
15.1. Anexo I: Captación del agua de mar.....	página 39
15.2. Anexo II: Pretratamiento y proceso de membranas.....	página 46
15.3. Anexo III: Limpieza de las membranas.....	página 55
15.4. Anexo IV: Preparación de la disolución de arrastre.....	página 60
15.5. Anexo V: Tratamiento de la salmuera.....	página 67
15.6. Anexo VI: Obtención de agua y potabilización.....	página 71



## **1. OBJETO**

El presente proyecto tiene por objeto dimensionar un proceso para la desalación del agua proveniente del mar Mediterráneo mediante ósmosis directa, capaz de tratar un caudal de 10800 m<sup>3</sup> al día, a situar en la localidad de Altea, provincia de Alicante. Para ello se ha realizado primero un estudio bibliográfico de esta técnica, seleccionando posteriormente la disolución de arrastre así como el tipo de membrana.

## **2. JUSTIFICACIÓN**

La justificación de este proyecto es, por un lado académica, al tratarse de un trabajo de final de grado; y por otro lado técnica, en el que se diseñará una instalación basado en una nueva tecnología para la obtención de agua apta para el consumo proveniente del agua de mar.

La nueva tecnología consiste en el uso de la ósmosis directa como proceso de desalación con membranas en una planta industrial, a diferencia de las plantas convencionales, en las cuales se emplea distintos procesos como la ósmosis inversa, la evaporación o la electrodiálisis. Resulta interesante realizar su estudio, dado que frente a procesos como la ósmosis inversa, la ósmosis directa puede suponer un ahorro en los costes energéticos en tanto a que ocurre de forma espontánea y no es necesario aplicar presiones elevadas, aunque será necesario un soluto no tóxico para la disolución de arrastre y un separador para obtener el agua desalada. También, otras ventajas son la facilidad de limpiar la membrana, el alto rechazo de sal y por último que admite flujos de agua grandes [1].

## **3. EMPLAZAMIENTO**

Para seleccionar el emplazamiento de la planta, se ha elegido una población próxima a la costa del mar Mediterráneo, lo cual es lógico puesto que la materia prima proviene de allí y cuanto más cerca de la costa se esté, se podrán abaratar costes.

También se ha seleccionado una población no muy grande que tenga entre 20.000 y 30.000 habitantes aproximadamente, teniendo en cuenta que el consumo diario de agua potable de una persona mínimo, establecido por el Real Decreto 140/2003 (el cual será comentado en el apartado 4. Legislación para el agua de consumo) es de 100 litros al día.

Existen numerosas poblaciones que cumplen con estos requisitos, pero en este trabajo se propondrá en concreto la población de Altea, que tiene 22.518 habitantes según el INE (Instituto Nacional de Estadística) (dato 2014). En concreto, se ha seleccionado una zona no urbanizada y cercana a la costa. Las coordenadas son las siguientes: 38°35'27.9" N, 0°03'40.1" W (coordenadas facilitadas por Google Maps).

En Altea, el agua destinada al abastecimiento de la población proviene del Consorcio de Aguas de la Marina Baja y de los pozos municipales que se hallan en la Sierra de Bernia, además no existe ninguna planta desaladora. Por tanto, cogiendo el caso extremo en el que el consumo diario de agua potable de cada habitante sea el mínimo, de 100 litros al día, se necesitará producir en nuestra planta diariamente alrededor de 2.251.800 litros de agua potable al día, o lo que es lo mismo 2.251,8 m<sup>3</sup> de agua potable al día.

## 4. LEGISLACIÓN PARA EL AGUA DE CONSUMO

La legislación que regula las características del agua de consumo está recogida en el Boletín Oficial del Estado en el Real Decreto 140/2003, de 7 de febrero, por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano.

En el Artículo 7, se establece que el agua de consumo puede proceder de cualquier origen siempre que no suponga un riesgo para la salud. También se establece que para cumplir las necesidades higiénico-sanitarias de la población, se debe asegurar como mínimo 100 litros de agua potable por habitante y día.

En la Tabla 1 se recogen unos parámetros indicadores a cumplir sobre la calidad del agua de consumo, extraída también del Real Decreto 140/2003.

**Tabla 1. Parámetros Indicadores**

Parámetro	Valor paramétrico		Notas
31. Bacterias coliformes	0 UFC	En 100 ml	
32. Recuento de colonias a 22 °C			
A la salida de ETAP	100 UFC	En 1 ml	
En red de distribución	Sin cambios anómalos		
33. Aluminio	200	µg/l	
34. Amonio	0,50	mg/l	
35. Carbono orgánico total	Sin cambios anómalos	mg/l	1
36. Cloro combinado residual	2,0	mg/l	2, 3 y 4
37. Cloro libre residual	1,0	mg/l	2 y 3
38. Cloruro	250	mg/l	
39. Color	15	mg/l Pt/Co	
40. Conductividad	2.500	µS/cm <sup>-1</sup> a 20 °C	5
41. Hierro	200	µg/l	
42. Manganeso	50	µg/l	
43. Olor	3 a 25 °C	Índice de dilución	
44. Oxidabilidad	5,0	mg O <sub>2</sub> /l	1
45. pH:			5 y 6
Valor paramétrico mínimo	6,5	Unidades de pH	
Valor paramétrico máximo	9,5	Unidades de pH	
46. Sabor	3 a 25 °C	Índice de dilución	
47. Sodio	200	mg/l	
48. Sulfato	250	mg/l	
49. Turbidez:			
A la salida de ETAP y/o depósito	1	UNF	
En red de distribución	5	UNF	

Habrà que cumplir con estas especificaciones no excediendo los valores mostrados en la tabla.

## **5. ANTECEDENTES**

En este apartado se realizará una breve introducción a los procesos con membranas, así como una explicación del funcionamiento de los distintos procesos que se pueden emplear para la desalación. Para finalizar se expondrán los principios de la ósmosis directa y se explicará de qué forma puede aplicarse al campo de la desalación de agua de mar.

### **5.1. Procesos de membrana**

Una membrana es un sistema que posee un espesor reducido en comparación con su superficie, separando dos fases entre sí y ejerciendo un control selectivo de las especies que pueden difundir, por transferencia de materia y energía, a través de ella, y de las especies que no. El transporte de materia a través de una membrana, se da por los siguientes fenómenos: diferencia de presión entre dos fases, gradiente de concentración entre dos fases o gradiente de potencial eléctrico.

En los procesos con membranas se pueden emplear dos métodos de filtración: filtración convencional o “dead-end” y procesos de filtración tangencial o “cross-flow”. En el método de filtración convencional el fenómeno de la polarización por concentración es mayor que en la filtración tangencial. El fenómeno de la polarización por concentración se produce porque durante todo proceso de membranas, el soluto se dirige hacia ella por flujo convectivo, el disolvente la atraviesa y como consecuencia la concentración de soluto aumenta en las proximidades de la membrana [1].

Las membranas se agrupan en módulos: un módulo es la unidad básica en un dispositivo de filtración. Existen distintos módulos según la disposición de las membranas en éstos: configuración tubular, configuración de placas, configuración de arrollamiento en espiral y configuración de fibra hueca.

### **5.2. Procesos de desalación**

En la actualidad, hay una variedad importante de procesos por los cuales el agua de mar puede ser desalada. A continuación se procede a explicar, de forma breve, los más importantes y los más empleados, como son la evaporación y la ósmosis inversa.

En el método de evaporación, a nivel industrial, el proceso que se lleva a cabo para la separación del agua y la sal es la evaporación súbita por efecto flash o destilación flash multietapa (MSF). Este proceso se basa en el principio por el cual al reducir bruscamente la presión del agua de mar hasta valores inferiores a la presión de equilibrio, ocurre una evaporación súbita de ésta. El inconveniente de este proceso es que solo una pequeña parte del agua total consigue evaporarse, y por tanto para conseguir una producción a nivel industrial es necesario emplear etapas sucesivas que funcionen a presiones cada vez más reducidas.

En el proceso de la ósmosis inversa se aplica una presión para invertir el flujo osmótico de un disolvente, como puede ser el agua, también a través de una membrana semipermeable. Actualmente, este proceso es el que más se utiliza para la desalación de aguas con altas

concentraciones en sales. En estas plantas, en la mayoría de los casos el agua de alimento es salobre y el agua producto se emplea para la industria o para el consumo humano.

### **5.3. Ósmosis directa**

A raíz de la información aportada en los anteriores apartados, la ósmosis directa (OD), “Forward osmosis” en bibliografía en inglés, es un fenómeno que produce un flujo de agua desde una disolución o corriente más diluida con respecto a un soluto, como puede ser en este caso la sal, a una disolución o corriente más concentrada a través de una membrana semipermeable.

Este paso de flujo de agua se debe a la diferencia de presión osmótica entre ambas caras de la membrana, identificándose como “draw solution” o disolución extractora la corriente que posee inicialmente una concentración alta, y “feed solution” o corriente de alimentación la corriente diluida. Esto provoca que la corriente concentrada se vaya diluyendo y disminuyendo, por tanto, su presión osmótica, mientras que la corriente de alimentación diluida se va concentrando debido a la pérdida de agua, lo cual aumenta su presión osmótica.

Cuando ambas presiones osmóticas se igualan, se alcanza un equilibrio en el cual el flujo de agua es nulo. En comparación con la OI, la OD se asemeja a ésta en que el flujo de agua se produce a través de una membrana donde el soluto de la corriente de alimentación queda retenido. Pero la gran diferencia entre ambas reside en la fuerza impulsora. Mientras que en la OI la fuerza impulsora es la presión aplicada al compartimento de la disolución concentrada, en OD la fuerza impulsora es el potencial químico entre ambas disoluciones. El equilibrio del proceso se alcanza cuando se igualan los potenciales químicos de ambas disoluciones.

En el caso de este trabajo, para poder lograr extraer el agua de la disolución de alimento podría emplearse una disolución de arrastre con una concentración de sal mayor que la de alimento, procedente de la salmuera rechazada en un proceso de OI, por ejemplo, aunque hay una gran lista de otras posibles disoluciones de arrastre. Es importante emplear una disolución de arrastre con una presión osmótica elevada y mayor que la del agua de mar, que no sea tóxica, que sea fácil de extraer del agua una vez finalizado el proceso de ósmosis y lo más económica posible. En la actualidad, esta técnica está muy poco desarrollada a escala industrial y se estudia mayormente a escala de laboratorio. En este tipo de experiencias, las membranas se encuentran en módulos con entradas y salidas tanto para la disolución alimento como para la disolución extractora, se suele trabajar a contracorriente y además se emplean baños térmicos para controlar la temperatura y manómetros para el control de la presión.

A escala industrial (proceso en continuo), se hace completamente necesario regenerar la disolución extractora, ya que de lo contrario el proceso se vuelve económicamente inviable.

La disolución extractora debe cumplir con los requisitos de generar alta presión osmótica, de estabilidad y de inocuidad para la membrana. También es importante que el soluto, en la menor medida de lo posible, atraviese la membrana, así como la facilidad para ser recuperado una vez haya finalizado el proceso de ósmosis. Además, tendrá que ser afín al agua y por tanto solubilizarse bien en ésta.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Otros parámetros, no menos importantes, son la disponibilidad del soluto en cuestión y el coste de venta. Existen distintos solutos que pueden cumplir con estos requisitos, como son disoluciones de sales inorgánicas, cuyas mayores ventajas son su elevada presión osmótica y su reducido coste, o también la mezcla de CO<sub>2</sub> y NH<sub>3</sub>. Esta última resulta ventajosa por sus propiedades térmicas, ya que presenta una gran facilidad para ser separada del agua permeada por un proceso térmico.

La presión osmótica es proporcional a la concentración de soluto ( $C_S$ ), y obedece a la ley de gases ideales. Para disoluciones diluidas se puede calcular de la siguiente forma:

$$\pi = n \cdot \beta \cdot T \cdot R \cdot C_S \quad (\text{Ecuación 1})$$

Dónde:  $\pi$  = Presión osmótica (Pa).

$n$  = número de moles de especies formadas por la disociación del soluto en la disolución

$\beta$  = Coeficiente osmótico, factor de corrección para disoluciones no ideales (vale 1 si la disolución es ideal).

$T$  = Temperatura (K).

$R$  = Constante de gas normal (8,3145 J·K<sup>-1</sup>·mol<sup>-1</sup>).

$C_S$  = Concentración de soluto (mol·m<sup>-3</sup>).

Esta ecuación es conocida como la ecuación de Van't Hoff. La ecuación general que describe el transporte de agua (flujo de agua  $J_w$ ) para la OD es la siguiente:

$$J_w = A \cdot (\sigma_r \cdot \Delta\pi - \Delta P) \quad (\text{Ecuación 2})$$

Dónde:  $A$  = Permeabilidad hidráulica de la membrana.

$\sigma_r$  = Coeficiente de reflexión.

A continuación se presentan las ventajas y los inconvenientes de utilizar la OD. Las ventajas son las siguientes [3]:

- Al utilizar la OD junto a otra técnica de separación, sistemas que se conocen como procesos híbridos, según muchos estudios se consigue un consumo total de energía menor al desalar aguas salinas en comparación a la OI. Esto supondrá un ahorro en los costes de operación. Ejemplos de sistemas híbridos son: OD – Destilación por Membrana (MD) empleada en el tratamiento de aguas residuales para reconvertirla en agua potable, MDC-OD (“Couple Microbial Desalination cells”) para la desalación de agua de mar (en comparación con el proceso de MDC utilizado como proceso único, se reduce a la mitad la conductividad del agua de mar) o Electrodiálisis – OD para potabilizar aguas salobres (este proceso puede emplear la energía solar como fuente de alimentación, aunque supone un aumento de los costes).

Los procesos híbridos serán tratados más en profundidad a continuación.

- Se reducen los problemas de “fouling” en comparación con la OI (el concepto de “fouling” será explicado en el siguiente apartado). Hay además una mayor facilidad a la hora de limpiar las membranas.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- Gran porcentaje de recuperación de agua al emplear gradientes de presión osmótica altos. Además las membranas de OD poseen un alto coeficiente de rechazo para las sales presentes en la corriente de alimento.
- La presión hidráulica es nula.
- Por lo general, costes bajos.

Los principales inconvenientes se recogen en el siguiente listado:

- Se produce el fenómeno de polarización por concentración externa e interna, esto disminuye el flujo de agua permeada debido al incremento de la presión osmótica en la capa de la membrana.

Antes de continuar con los siguientes inconvenientes, se procede a realizar un paréntesis y explicar de qué forma pueden producirse estos fenómenos.

La polarización por concentración externa se da cuando el paso de la corriente de alimento provoca la acumulación de soluto en la capa activa de la membrana. Este fenómeno se puede minimizar empleando una disposición de flujo tangencial a la membrana, para que el propio flujo pueda arrastrar las partículas acumuladas de soluto, como se observa en la Figura 1.

La polarización por concentración interna (ICP, siglas en inglés) se produce por la propia asimetría que se tiene en membranas porosas, en las cuales hay una densa capa de separación y otra capa porosa de soporte. Se diferencia de la polarización por concentración externa en que tiene lugar dentro de la capa porosa y por lo tanto, no puede minimizarse por flujo tangencial. Como consecuencia de la ICP, se produce una gran disminución del flujo, puesto que la polarización por concentración supone un aumento de la presión osmótica provocando cierta deshidratación parcial de la membrana, lo cual provoca la contracción de los poros y por consiguiente el incremento de la resistencia al paso de agua [2]. El uso de membranas asimétricas permite evitar la ICP. Como se ha comentado anteriormente, existen problemas de ensuciamiento (“fouling”) de las membranas, aunque en menor medida que en la OI.

- Se puede producir flujo de soluto a través de la membrana hacia el compartimento de la disolución de alimentación.
- Las corrientes de arrastre deben proporcionar alta presión osmótica, deben ser fáciles de recuperar y de separar del agua desalada, además de tener poca capacidad de fluir a través de la membrana, ser no tóxica, barata e inmune frente a los cambios de pH.
- El soluto tiene que solubilizarse bien.
- El control de parámetros importantes como son la temperatura, la concentración y el peso molecular del soluto ya que influyen en el valor de presión osmótica a través de la ecuación de Van't Hoff (Ecuación 1). De acuerdo con la Ecuación 1, los solutos con bajo peso molecular y alta solubilidad pueden ofrecer presiones osmóticas muy altas. Por otro lado al ser cadenas pequeñas tienen más facilidad de fluir a través de la membrana. También un aumento de concentración de soluto provoca un aumento de la presión osmótica, pero existe un límite a partir del cual si aumentamos la concentración de soluto los problemas por polarización se disparan.

### **5.3.1. Tipos de disoluciones de arrastre**

Existe una clasificación de los distintos tipos de disoluciones de arrastre:

- Disoluciones con solutos de base orgánica: por ejemplo glucosa y fructosa
- Disoluciones con solutos de base inorgánica: por ejemplo  $\text{CaCl}_2$ , una de las más empleadas
- Disoluciones de nanopartículas magnéticas: por ejemplo el uso de solutos de nanopartículas magnéticas altamente hidrófilas funcionalizadas con ácido poliacrílico, que no es un producto tóxico, ofrecen una alta presión osmótica y permiten grandes flujos de agua.
- Salmueras procedentes de la OI.

A su vez, todos estos tipos se tienen una sub-clasificación de acuerdo a la carga que posean los solutos o su neutralidad en iónicos o no iónicos.

### **5.3.2. Tipos de materiales en membranas**

Respecto a las membranas, hasta no hace mucho se empleaban las mismas que en los procesos de OI. Con la llegada del nuevo siglo se iniciaron numerosos estudios para fabricar membranas características de la OI que cumplieren con las necesidades del proceso. Estas membranas desarrolladas recientemente se pueden clasificar en celulósicas, TFC (membranas de composite de película fina) y las modificadas químicamente.

### **5.3.3. Aplicaciones**

La OD tiene una gran variedad de aplicaciones, de las cuales se destacan las siguientes [1,2]:

- Tratamiento y purificación de aguas:

Dentro de este campo, hay diversas situaciones donde aplicar un sistema de OD. Por ejemplo, en la concentración de las aguas residuales diluidas procedentes de la industria. Otro ejemplo, es la concentración de los lixiviados producidos por vertederos. La OD es un sistema eficiente en este caso para separar los sólidos totales disueltos, compuestos orgánicos, metales pesados y nitrógeno del agua. También se emplea para la concentración de líquidos provenientes de la digestión de lodos y para la potabilización de agua en situaciones donde conseguirla es complicado, como es el caso de las largas misiones espaciales (desarrollado por la NASA) donde se requiere un sistema auto-suficiente para la producción de agua potable, garantizando así la supervivencia de los tripulantes.

- Desalación de agua de mar:

Como es el caso del trabajo que nos ocupa, normalmente la OD suele ir acompañada de otra técnica (sistema híbrido).

- Procesado en la industria de la alimentación:

La OD se aplica para la concentración de bebidas y alimentos líquidos ya que trabaja a bajas temperaturas y presiones, lo que supone una mejor conservación de aromas, sabores y valor nutricional en comparación con los procesos en los que se aplica presión (OI).

- Industria farmacéutica:

Se emplea la OD para la fabricación de bombas osmóticas. Estas bombas tienen una gran utilidad ya que permiten la liberación controlada de fármacos, muy útil para las enfermedades crónicas, porque no hay necesidad de que el paciente tenga que preocuparse de tomarse el medicamento. Además, permite una transferencia de masa del fármaco al cuerpo muy precisa.

- Generación de energía:

Generada a partir de la diferencia de presiones osmóticas al poner en contacto, a través de una membrana semipermeable, agua salada de mar con agua dulce de río. Este gradiente de salinidad es aprovechado para su conversión en energía.

### **5.3.4. Sistemas híbridos**

Los sistemas híbridos [6] de membranas nacen para superar las barreras tecnológicas que hay al emplear el sistema individualmente, como son la escasez de membranas adecuadas para el proceso de OD o la necesidad de separar el agua potable de la corriente de arrastre y la recuperación de esta última.

Un sistema híbrido consiste en la combinación de varios sistemas, como por ejemplo OD – MD, MDC – OD o ED – OD (anteriormente citados). En la mayoría de los procesos, como es el caso de este trabajo, es necesario hacer un pretratamiento de la corriente de entrada o un post-tratamiento de la corriente de interés, entrando en juego el papel de la OD en combinación con otra técnica. Esto hace que, aunque el proceso de OD, sea un proceso que necesita poca energía y por tanto poco coste, al añadir otro proceso los costes aumenten por el aumento de consumo de energía.

Entre las aplicaciones de los sistemas híbridos con OD, a continuación se presentan las más importantes:

- Desalación de aguas salobres y aguas de mar:

Para recuperar el soluto y separarlo del agua producto, se necesita de otro sistema. Por ejemplo, procesos que apliquen calor para que se produzca la separación. También existen sistemas de OD – OI que surgieron de la necesidad de paliar los problemas de “fouling” que tenía el proceso de OI individualmente. Por último destacar el proceso OD – MSF, muy empleado en países donde el agua alimento tiene una salinidad muy alta, una temperatura alta y un gran contenido de impurezas. En este caso, el pretratamiento con la técnica OD es crucial para restar los efectos del “fouling”, al igual que en los procesos OD-OI.

- Tratamiento de agua residual:

Normalmente se ha venido usando procesos de membrana de bajas presiones como son la microfiltración (MF) o la ultrafiltración (UF), junto a un biorreactor (este sistema híbrido se conoce como MBR). Recientemente han surgido estudios en los que se plantea la sustitución de la MF/UF por la OD, para reducir los problemas por “fouling”.

- Tratamiento de aguas hipersalinas (> 40.000 ppm):

Provenientes de las industrias de fraccionamiento de la pizarra para obtener gas. Suelen ser sistemas híbridos consistentes en OD y un proceso térmico.

- Fertirrigación:

Se emplea el sistema FD - OD ("Fertilizer Drawn"), se caracteriza porque el producto fertilizante final puede emplearse directamente en el campo ya que contiene los nutrientes esenciales para el crecimiento de las plantas, lo que supone una gran ventaja.

Respecto al futuro de esta técnica, probablemente no sustituya a la OI en aplicaciones como la desalación del agua de mar, pero con su estudio y desarrollo sin duda podrá convertirse en una buena alternativa. Para lograrlo, será necesario estudiar e innovar más en factores como la membrana, la disolución de arrastre y reducir el efecto de los principales problemas, como son el "fouling", la polarización por concentración y el paso inverso de sales. Es deseable mejorar en aspectos como el aumento de la permeabilidad y selectividad, la disminución de la polarización por concentración interna (ICP), aumento de la estabilidad química y la resistencia mecánica en las membranas y alcanzar presiones osmóticas mayores, una mayor facilidad a la hora de regenerarse, conseguir unos costes bajos y una toxicidad nula en las disoluciones de arrastre. En los últimos años se ha dedicado muchos esfuerzos en el desarrollo de nuevas membranas y algo menos en disoluciones de arrastre. Destacar las nuevas disoluciones de arrastre de nanopartículas magnéticas o de hidrogeles poliméricos, integradas ya de forma efectiva en algunos procesos híbridos de OD. Es importante también el desarrollo de nuevos procesos híbridos de OD, que permitan el máximo aprovechamiento de las capacidades de la OD [1, 3, 5].

## 6. CAPTACIÓN Y ACONDICIONAMIENTO PREVIOS A LA OD

En este apartado se procederá a efectuar el desarrollo del diseño del proceso de OD para la desalación de agua de mar. Se ha confeccionado un diagrama de bloques para poder visualizar mejor e identificar las tareas que hay que efectuar para conseguir el agua potable a partir de la desalación del agua de mar, constituye la Figura 10, que se encuentra en el apartado 7. Descripción de la solución elegida. En primer lugar, será necesario explicar las características del agua del mediterráneo [7]. La materia prima del proceso de OD proviene de este mar, mar intercontinental que baña a más de 20 países y que posee una extensión de 2,5 millones de km<sup>2</sup>. En la zona de la Comunidad Valenciana, posee una temperatura media anual de 19,5°C y la salinidad media ronda entre los valores de 36 y 38 gramos por litro (3,6 a 3,8%). En la siguiente tabla, aparece la composición del agua del mar mediterráneo en porcentaje de sales:

**Tabla 2. Composición del Mar Mediterráneo**

Sales	Mar Mediterráneo
Porcentaje de sales total	3,7 % (media)
NaCl	77,07 %
KCl	2,48 %
CaCl <sub>2</sub>	-
MgCl <sub>2</sub>	8,76 %
NaBr + MgBr <sub>2</sub>	0,49 %
CaSO <sub>4</sub>	2,76 %
MgSO <sub>4</sub>	8,34 %
CaCO <sub>3</sub> + MgCO <sub>3</sub>	0,10 %

## **6.1. Captación del agua de mar**

A continuación se procede a la captación del agua de mar. Existen diversas formas para llevar a cabo este proceso:

- Tomas abiertas:

Hasta el momento ha sido la más utilizada. Este método consiste en la introducción de un cajón de toma de polietileno, poliéster u hormigón en el mar. Mientras éste está sumergido, el agua se introduce en él por medio de unas ventanas, protegidas con rejas para evitar la entrada de peces y de sólidos. También posee una ventana para la conexión con el inmisario y otra para poder realizar labores de mantenimiento. El inmisario constituye la tubería o conjunto de tuberías (pueden haber una o varias conducciones) que se emplean para transportar el agua desde el cajón hasta el sistema de bombeo en la planta de desalación. Este transporte de agua se puede llevar a cabo de varias formas: en primer lugar se puede emplear una perforación horizontal dirigida, que consiste básicamente en una tubería que conecta el punto de toma de agua con el punto de salida hacia la planta. Se suele realizar un ensanchamiento progresivo de las tuberías hasta el diámetro de entrada al sistema de bombeo de la planta desaladora.

- Tomas de pozo

Este sistema de captación permite conseguir un ahorro en los costes, sobre todo de operación. Esto es debido a que la calidad del agua es alta, ya que los acuíferos que poseen conexión directa con el mar poseen poder autodepurador. Los pozos se pueden construir de dos formas: obras horizontales (galerías filtrantes) y obras verticales. Los pozos verticales son los más construidos y se pueden clasificar según la perforación realizada: en percusión, en rotación y en percusión rotatoria. En un pozo playero puede producirse el fenómeno de la intrusión marina, que ocurre porque los pozos playeros en contacto con el agua del mar pueden sufrir intercambios de agua con el mar, produciéndose una entrada de agua salada en el acuífero o una fuga de agua hacia el mar. Cuando se produce la entrada de agua salada al acuífero, se le conoce como intrusión marina. En la cuenca del Júcar existen muchos acuíferos de interés por haber sufrido intrusión marina, lo cual supone un buen indicador para la elección de ubicar la planta en Altea. De acuerdo con la bibliografía [7], la alternativa de la toma de pozos es más interesante que la toma abierta por la mejor calidad del agua de alimentación. Esto va a derivar en una menor exigencia a la hora de realizar pretratamientos, en una mejor conservación de las membranas, un menor impacto ambiental, y a su vez en menores costes de operación.

## **6.2. Bombeo a planta y pretratamiento**

El agua se bombeará desde el punto de abastecimiento hasta la planta, y se depositará en una balsa, donde se realizará el control de calidad pertinente para caracterizar los parámetros más importantes del agua bombeada, los cuales se explican a continuación en la fase de pretratamiento. Una vez el agua ha sido almacenada en la balsa, a continuación se realiza el proceso de pretratamiento. El correcto pretratamiento de la corriente de alimento es fundamental, siendo uno de los factores más determinantes del proceso de OD. El pretratamiento es el mismo que el empleado en las plantas desaladoras de OI.

El pretratamiento [7] está constituido por una serie de operaciones físico-químicas aplicadas al agua alimento para conseguir que reúna unas condiciones óptimas para las membranas, consiguiendo así un mayor rendimiento del proceso de permeación y una vida útil de las membranas mayor. El tipo de pretratamiento a emplear depende de una serie de factores: características del agua alimento, el material y la configuración de las membranas y la calidad que se desea obtener en el producto (agua potable). Las características del agua alimento hace referencia a las sustancias que lleve ésta y que provoquen daños irreversibles en las membranas, así como aquellas que cuya presencia provoquen una disminución de la productividad. El efecto de los contaminantes dependerá de la concentración en la que se encuentren y de la sensibilidad de la membrana por estas sustancias (algunas membranas como las de poliamida son sensibles a los agentes oxidantes mientras que las celulósicas los resisten bien, pero como contrapartida son más sensibles al cambio de pH y a los microorganismos). Por otro lado, las membranas con configuración de fibra hueca serán más susceptibles al ensuciamiento que las configuraciones de arrollamiento de espiral.

Los fenómenos de ensuciamiento de membranas se pueden clasificar en:

- Ensuciamiento cristalino o “scaling” en bibliografía inglesa:

Cristalización de sustancias disueltas en el agua alimento sobre la superficie de la membrana. Esto se produce cuando la cantidad de la sustancia en cuestión supera su límite de solubilidad y precipita. Los principales causantes del “scaling” son:  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{BaSO}_4$ ,  $\text{SrSO}_4$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{CaF}_2$  y  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ .

- Ensuciamiento coloidal o “fouling” en bibliografía inglesa:

Deposición de partículas en suspensión o coloides en la membrana. Los principales causantes del “fouling” son: los óxidos metálicos (mayoritariamente  $\text{Fe}^{2+}$  y  $\text{Mg}^{2+}$ ), coloides orgánicos e inorgánicos y materiales biológicos como algas, hongos y bacterias.

Un análisis tipo de agua problema deberá contemplar el estudio de los siguientes parámetros: temperatura máxima y mínima; pH; conductividad eléctrica; cationes ( $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Ca}^{+2}$ ,  $\text{Mg}^{+2}$ ,  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{Fe}^{+2}$ ,  $\text{Mn}^{+4}$ ,  $\text{Ba}^{+2}$ ,  $\text{Sr}^{+2}$  y  $\text{Al}^{+3}$ ); aniones ( $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{-2}$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{PO}_4^{-3}$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{-2}$  y  $\text{F}^-$ );  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{CO}_2$  libre,  $\text{O}_2$  libre y  $\text{H}_2\text{S}$ ; sólidos totales disueltos (TSD); indicadores de “fouling” y de “scaling”; análisis microbiológicos y determinación de materia orgánica (DQO, DBO, COT). Aun así, el origen del agua alimento será el factor que determine cuáles serán los parámetros que son más importantes cuantificar y cuales no tanto.

Para parámetros tan importantes como la temperatura, la conductividad y el pH, las plantas desaladoras poseen sistemas de medida en continuo. La importancia de medir en continuo la temperatura radica en que afecta a la productividad de las membranas, a su degradación y a la solubilidad de las sales. La medida de conductividad es también importante porque nos indica indirectamente la cantidad de sales que hay en la corriente de alimento. En esta medida también afecta el tipo de ion (los distintos iones poseen distinta facilidad para transportar cargas y distinta movilidad) y la temperatura (un aumento de temperatura provoca el aumento de la velocidad de los iones). Por último, el pH representa la actividad de los iones  $\text{H}^+$ . Es importante conocer este valor puesto que el carácter ácido (corrosivo) o básico (incrustante) de la corriente de alimento tiene repercusiones directas sobre la membrana. El pH también

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

afecta a la cristalización de las sales menos solubles de la corriente de alimento, al concentrarse durante el proceso de OD.

Pero el parámetro más importante a caracterizar es el contenido en sales: tanto el contenido total de sólidos disueltos (TSD) como la concentración de cada una de las especies iónicas que se encuentran presentes. Los TSD pueden cuantificarse midiendo la conductividad del agua. Los resultados se ofrecen en ppm (partes por millón). Esta unidad es equivalente al mg/L, a su vez equivalente a 0,0001 %.

Por otro lado, valorar la presencia de la materia orgánica es esencial también, ya que favorece la aparición del “fouling” y de microorganismos en la membrana que puedan ser dañinos para ésta. Se ha desarrollado una serie de métodos empíricos para cuantificarla, los cuales son:

- Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO):

Se define como la cantidad de oxígeno necesaria para que a 20 °C se produzca la degradación microbiana de los compuestos orgánicos presentes. Normalmente se suele incubar durante 5 días una muestra (determinando así la DBO<sub>5</sub>), esto equivale al 70-80% de la DBO total.

- Demanda Química de Oxígeno (DQO):

Cantidad de oxígeno requerido para oxidar las sustancias presentes en la muestra que pueden oxidarse empleando un agente químico oxidante, como dicromato potásico.

- Carbono Orgánico Total (COT):

Se cuantifica este parámetro porque los métodos de DQO y DBO no cuantifican todo el carbono orgánico. Los métodos consisten en la aplicación de calor y oxígeno, radiación ultravioleta u oxidantes químicos para romper todas las moléculas orgánicas.

Por último, es necesario efectuar un estudio de índices predictivos para el riesgo de “fouling” y “scaling”. Estos parámetros son claves para el pretratamiento, puesto que afectan en gran medida a la membrana por temas de ensuciamiento.

Los índices más utilizados aparecen en la siguiente lista:

- Índice de densidad de sedimentos (SDI).

Esta variable es cuantificable y se emplea para calcular la cantidad de coloides y sólidos en suspensión, por tanto se utiliza para predecir el “fouling”. El índice indica el descenso de la tasa de filtración de un agua (en porcentaje por minuto) durante un tiempo de filtración que suele ser 15 minutos. El agua se filtra sin interrupción a través de un filtro de diámetro (47 mm) y tamaño medio de poro (0,45 µm) conocido en un ensayo a presión (2 bares) y temperatura (entre 10 y 35°C) constante.

Se medirá el tiempo que tarda en fluir 0,5 L a través del filtro ( $t_i$ ), a continuación se deja filtrar el agua y transcurridos 15 minutos (T) se vuelve a medir el tiempo que tarda de nuevo en fluir 0,5 L de agua a través del filtro ( $t_f$ ). Mediante la siguiente fórmula se calcula SDI:

$$SDI_T = \frac{\left(1 - \frac{t_i}{t_f}\right) \cdot 100}{T} \quad (\text{Ecuación 3})$$

Un valor de SDI mayor de 5 indica que hay alta concentración de estas sustancias. Los fabricantes de membranas establecen un valor entre 3 a 5 de SDI para membranas arrolladas

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

en espiral e inferiores a 3 para membranas de fibra hueca, para que la garantía de la membrana ofertada tenga validez. Este sistema se puede acoplar en la entrada de agua en la planta, por lo que la caracterización se puede realizar en continuo y es instantánea.

Si se produce el caso en que a  $T = 5$  minutos el valor de la operación:  $\left(1 - \frac{t_i}{t_f}\right) \cdot 100$  es mayor a 75%, se recomienda emplear otro método.

Si mientras se realiza el test la membrana se obtura y no deja pasar el agua, existe una segunda ecuación que permite calcular un SDI modificado. La ecuación es la siguiente:

$$SDI_{Modificado} = \frac{100}{Tiempo\ de\ obturación\ (en\ minutos)} \quad (\text{Ecuación 4})$$

Este método tiene una serie de inconvenientes: la concentración de coloides y sólidos en suspensión ha de mantenerse constante; infravalora la importancia de las partículas en suspensión y el método está basado en una filtración convencional, y no en una tangencial. Aunque también tiene una serie de ventajas, como son la simplicidad analítica y su valor predictivo empírico.

- Índices predictivos del “scaling”.

Como ya se ha comentado, el “scaling” se produce cuando precipitan los cristales en las membranas. Sustancias como el  $\text{CaCO}_3$  (en aguas marinas, la precipitación de esta sal constituye el principal problema de “scaling”) precipitan como sólidos cuando su concentración excede el límite de solubilidad debido a cambios de la composición química del agua o de la temperatura. La concentración de estas sales se produce por el mero fundamento de la OD y al precipitar sobre la superficie de las membranas se produce un descenso de productividad.

Existen dos métodos para determinar el “scaling” según el tipo de agua: el primero de ellos es el Índice de Langelier (LSI) y se emplea para aguas dulces y salobres. El otro método es el Índice de Stiff y Davis (S+DSI) y se utiliza para aguas marinas y salinas.

El LSI se define como la diferencia entre el pH del agua ( $\text{pH}_a$ ) y el pH al cual se produce el equilibrio entre el  $\text{CaCO}_3$  disuelto y el precipitado ( $\text{pH}_s$ ) para un agua de TDS conocido y presión de  $\text{CO}_2$  constante. En forma de ecuación:

$$LSI = \text{pH}_a - \text{pH}_s \quad (\text{Ecuación 5})$$

El valor de  $\text{pH}_a$  se puede medir directamente, mientras que el valor de  $\text{pH}_s$  se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{pH}_s = \log \frac{K_{SP}}{K_2} - \log[\text{Ca}^{+2}] - \log[\text{HCO}_3^-] \quad (\text{Ecuación 6})$$

Dónde: -  $K_{SP}$  es el producto de solubilidad del  $\text{CaCO}_3$ .

-  $K_2$  es la segunda constante de ionización del  $\text{H}_2\text{CO}_3$ .

El S+DSI se calcula de forma parecida, y permite predecir el “scaling” potencial por  $\text{CaCO}_3$  de un agua con alto contenido en sal con mayor exactitud que el LSI. La diferencia es que  $\text{pH}_s$  se calcula de otra forma, mediante la siguiente ecuación:

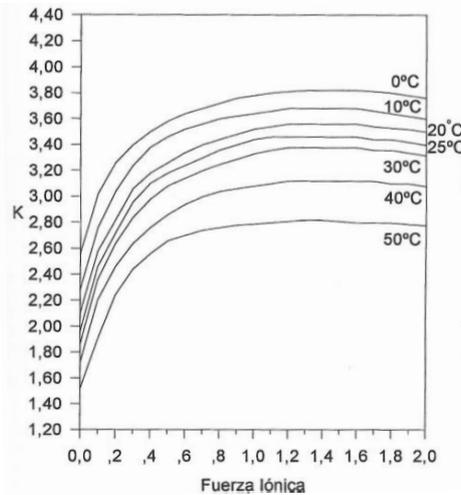
$$\text{pH}_s = K - \log[\text{Ca}^{+2}] - \log[\text{HCO}_3^-] \quad (\text{Ecuación 7})$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Dónde: - K = constante dependiente de la fuerza iónica y la temperatura.

Nota: Concentraciones en mg/L.

La constante K se puede extraer del siguiente gráfico:



**Figura 1. Relación entre K, temperatura y fuerza iónica [6].**

El S+DSI tiene interés calcularlo en la corriente de rechazo y no en la de alimentación, puesto que es en esta donde se produce la concentración de sales. Para ello, hay que hacer una serie de consideraciones, las cuales son:

- La temperatura de la corriente de alimentación es igual a la de la corriente de rechazo.
- La fuerza iónica de la corriente de rechazo se calcula con el producto de FC (calculado a partir de R) y la fuerza iónica correspondiente al agua de la corriente de alimento.
- La concentración de los iones en la corriente de rechazo, se calcula multiplicando su concentración en la corriente de alimento con el FC, excepto para el ion  $\text{HCO}_3^-$ . Para este se calcula de la siguiente forma:

$$[\text{HCO}_3^-]_{\text{Rechazo}} = [\text{HCO}_3^-]_{\text{Alimento}} \cdot \left( \frac{1-R \cdot (S_{\text{HCO}_3^-})}{1-R} \right) \quad (\text{Ecuación 8})$$

Dónde: -  $S_{\text{HCO}_3^-}$  = factor de paso de estos iones por la membrana (tanto por uno).

Una vez analizados los parámetros que definen el sistema de pretratamiento, se procede al estudio de las alternativas que hay para éste. El origen del agua de alimento es importante, puesto que las aguas subterráneas o las provenientes de pozos costeros necesitan un pretratamiento menos riguroso y costoso que para las aguas superficiales, ya que el terreno actúa como un filtro.

Es importante también, conocer cuáles son los principales agentes que causan el ensuciamiento de las membranas. A continuación se enumeran en la siguiente lista:

- Partículas no coloidales en suspensión.
- Materiales biológicos.

Producen un ensuciamiento conocido como biofouling y son microorganismos y sustancias orgánicas principalmente. Los microorganismos que más ensuciamiento provocan son las

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

bacterias, porque actúan como partículas pequeñas (1 a 3  $\mu\text{m}$ ) y forman un biofilm. Por otro lado, las sustancias orgánicas son principalmente productos de deshecho de la actividad biológica.

- Coloides (pequeñas partículas con carga eléctrica de origen orgánico o inorgánico).
- Compuestos metálicos (cuando precipitan).

Seguidamente, se van a comentar distintas alternativas para el tratamiento del “fouling”:

- Coagulación-Floculación:

Se emplea para aguas con SDI > 5, este tratamiento consiste en unir entre sí las partículas de pequeño tamaño y los coloides. De esta forma conseguimos partículas más grandes que pueden ser separadas después mediante filtración, sedimentación o flotación.

- Filtración:

Para una filtración de grado medio se emplean lechos filtrantes en profundidad. Reduce el valor del SDI a 3, si previamente este valor estaba comprendido entre el rango de 3 a 5. El grosor del filtro suele estar comprendido entre 1 a 3 m, reteniendo partículas de entre 0,5 y 3 mm a una velocidad de filtrado de 10 a 20 m/h. Cuando se requiere un agua de mejor calidad, se emplean filtros pre-recubiertos (poseen un tamiz que potencia la acción de filtrado) que retienen partículas mayores de 0,1 mm. También están los filtros de cartucho, que retienen partículas entre 0,1 y 500  $\mu\text{m}$  o los ultrafiltros, para conseguir aguas con SDI cercanos a 1, ya que retienen partículas de tamaños comprendidos entre 0,001 y 0,1  $\mu\text{m}$ .

En la siguiente tabla, se clasifica el agua según su SDI y se propone un tratamiento para solucionar el problema del “fouling” y reducir sus efectos:

**Tabla 3. Pretratamientos para el “fouling” [6].**

SDI <sub>15</sub>	Tipo de agua	Pretratamiento
0 - 1	Agua pura	Ninguno
1 - 2	Agua filtrada	Ninguno
2 - 3	Agua subterránea	Filtración
> 3	Agua superficial (río, lago, mar, etc.)	Floculación-Coagulación, Filtración ...

Para el pretratamiento de los microorganismos, normalmente con alguno de los tratamientos descritos antes ya se elimina del agua. Aun así, si fuera necesario instalar un sistema específico para lograr un número de microorganismos menor se pueden emplear resinas intercambiadoras de materia orgánica, basadas en la adsorción de la materia orgánica mediante fuerzas de Van der Waals.

Por otro lado se suele utilizar sistemas de cloración, tratamientos de choque utilizando agentes como  $\text{I}_2$  o  $\text{NaHSO}_3$  o radiación ultravioleta para aguas provenientes de la superficie. Ahora se propondrán distintos métodos para el pretratamiento del “scaling”. Si se prevé que se van a superar los límites de solubilidad, la solución radica en reducir el parámetro R

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

(Ecuación 10) para evitar la concentración excesiva de las sales o emplear un método anti-“scaling”. Los pretratamientos más utilizados para evitar el “scaling” son:

- Dosificación de ácido.

Se añade ácido sulfúrico o ácido clorhídrico para bajar el pH del agua y también el de la salmuera. Es mejor emplear el primero puesto que es fácil de obtener y de manejar, barato, tiene altas purezas y mejora el rechazo global de las sales, mientras que el HCl es más caro, menos puro y presenta más problemas de almacenamiento.

- Precipitación.

Este método consiste en la conversión de sustancias disueltas en el agua, en sustancias insolubles para ser separadas posteriormente por filtración, sedimentación o floculación, mediante la adición de agentes químicos como compuestos básicos (precipitación por cal). Como alternativa a estos procesos, también existe la posibilidad de emplear inhibidores para prevenir el “scaling”, lo que permite prescindir del pretratamiento del “scaling”. Destacar que el “scaling” provocado por sulfatos no suele ser un problema para las plantas de desalación de agua procedente del mar. Por otro lado, cuando hay presencia de  $\text{SiO}_2$  en el agua de alimento, este puede polimerizar formando sílice coloidal insoluble, lo que produce el “scaling”.

Se necesitará un pretratamiento de “scaling” por  $\text{SiO}_2$  cuando:

$$[\text{SiO}_2]_{\text{Rechazo}} > [\text{SiO}_2]_{\text{biblio}} \quad (\text{Ecuación 9})$$

- Dónde:
- $[\text{SiO}_2]_{\text{Rechazo}}$  se obtiene de multiplicar la concentración de  $\text{SiO}_2$  en el alimento por el factor de concentración.
  - $[\text{SiO}_2]_{\text{biblio}}$  se obtiene de bibliografía [6].

Las posibles soluciones para solucionar este problema, pasan por controlar el factor R (Ecuación 10) para evitar la excesiva concentración de este compuesto, adición de cal, control de la temperatura (la solubilidad del  $\text{SiO}_2$  amorfo depende de ésta, puede prevenirse aumentando la temperatura ya que esto provoca el aumento de la solubilidad) y por último el control del pH, ya que por encima de  $\text{pH} = 8$ , la solubilidad del  $\text{SiO}_2$  aumenta mucho. Una vez realizado el pretratamiento sobre el agua obtenida del mar, se procede al bombeo del agua salada pretratada al módulo de membranas. En el módulo de membranas, se produce la extracción de agua proveniente del agua de mar, gracias a la mayor presión osmótica de la disolución de arrastre. Así pues, la elección de la mejor membrana para nuestra aplicación es un factor primordial.

## 7. DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN ELEGIDA

En primer lugar, se muestra el diagrama de bloques del proceso de desalación en la Figura 2:

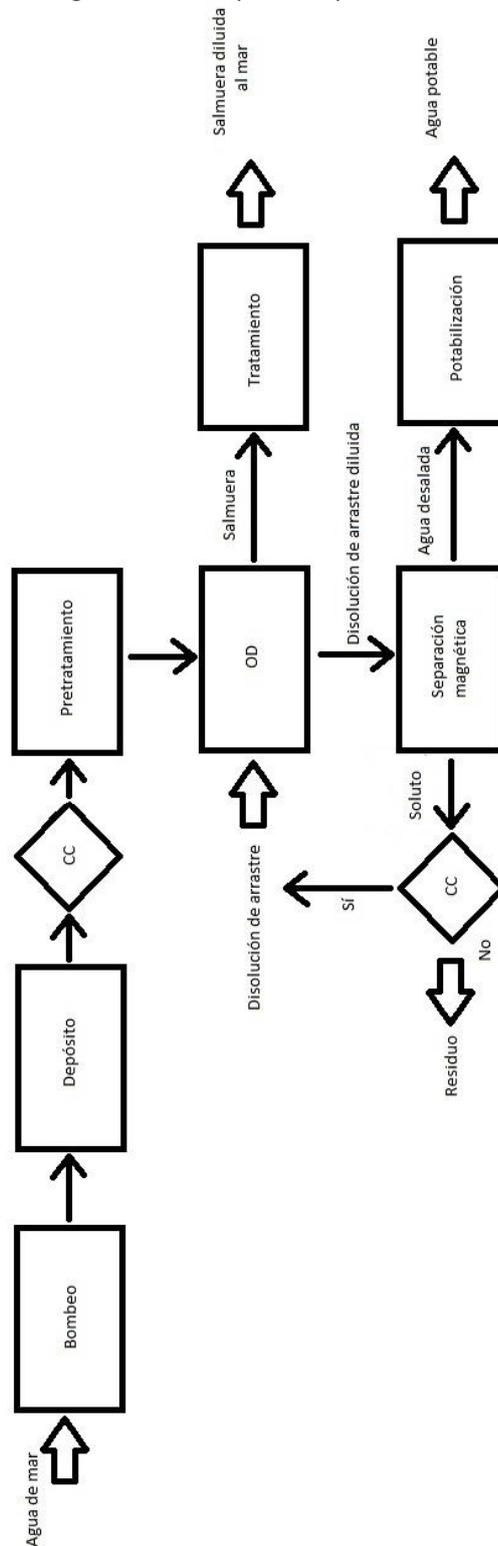


Figura 2. Diagrama de bloques de la solución propuesta.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

En la siguiente figura (Figura 3), se presenta el diagrama de flujo en el cual queda representado una posible solución al diseño del proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar.

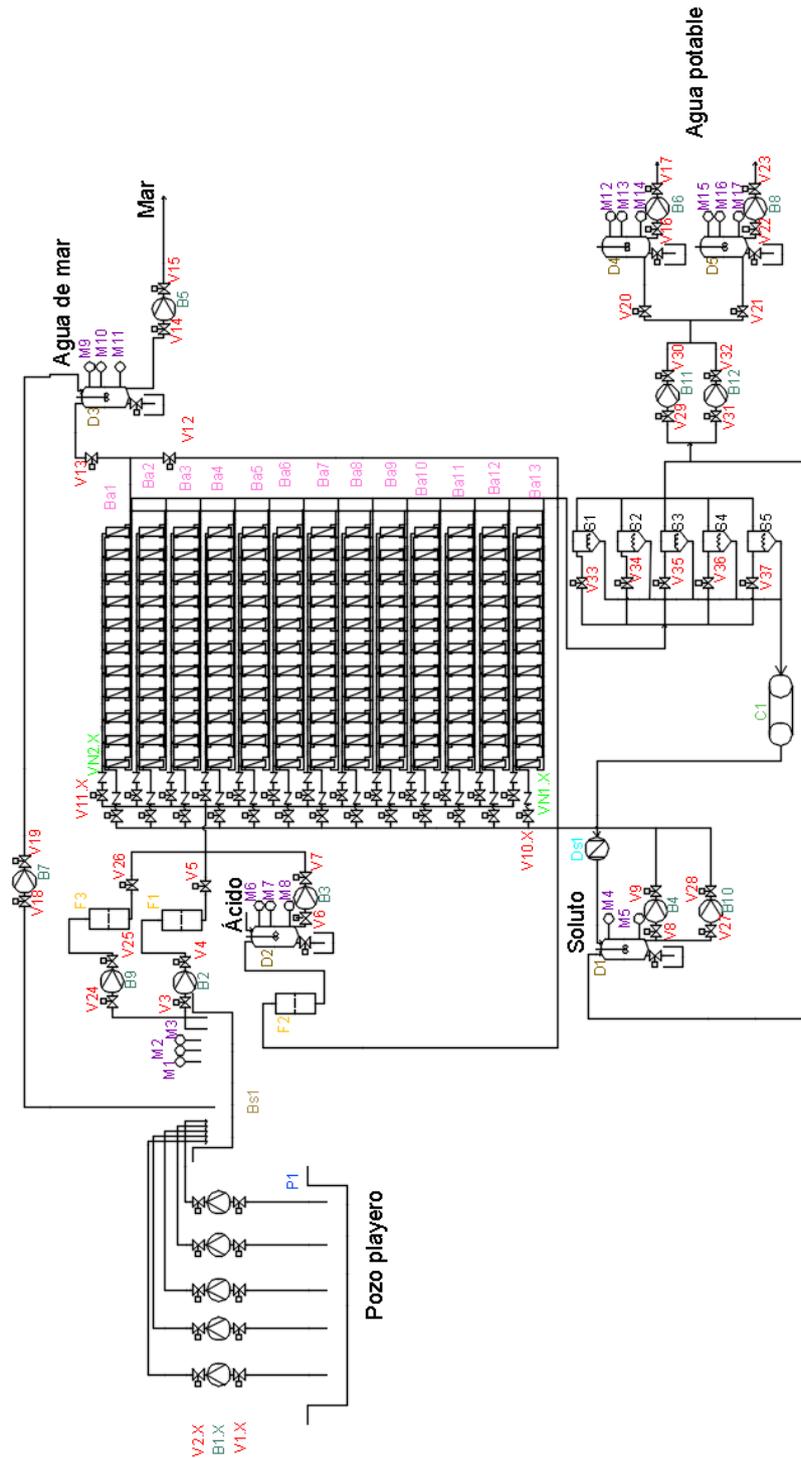
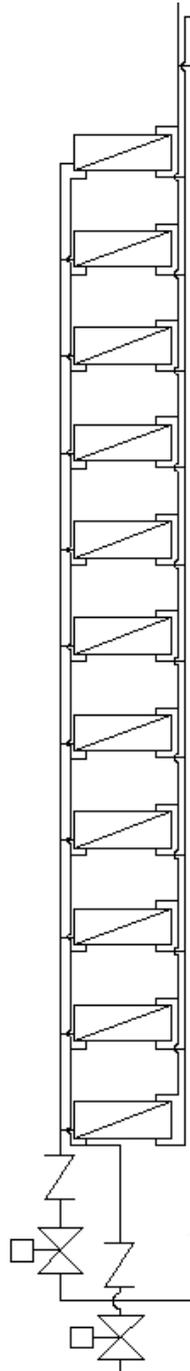


Figura 3. Diagrama de flujo de la solución propuesta.

A continuación, en la siguiente figura (Figura 4) se muestra más en detalle la configuración de un bastidor donde se aprecian mejor las conexiones:



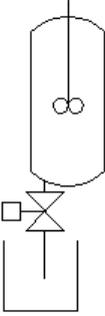
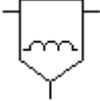
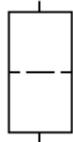
**Figura 4. Diagrama de flujo de un bastidor.**

El diseño en realidad está constituido por 37 bastidores de 24 módulos de membrana cada uno. En los diagramas solo se muestran 13 bastidores y 11 módulos en cada uno, para que el tamaño del resto de elementos sea el ideal y así poder apreciarlos.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

En la siguiente tabla (Tabla 4) se muestra la leyenda del diagrama de flujo:

**Tabla 4. Leyenda del diagrama de flujo.**

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
	P: <i>pozo playero</i> Bs: <i>balsa</i>		D: <i>depósito con sistema de agitación y sistema de vaciado</i>
	V: <i>válvula reguladora</i>		VN: <i>válvula antirretorno</i>
	B: <i>bomba</i>		S: <i>separador magnético</i>
	M: <i>dispositivo de medición</i>		F: <i>filtro</i>
Símbolo	Descripción		
	Ba: <i>Bastidor que contiene 24 módulos (se muestran menos de los que realmente hay)</i>		
	Se corresponde a un módulo: tubo con 5 membranas en su interior		
	Tramo de tubería		

Cabe destacar que el diagrama de flujo representado anteriormente no está escalado.

Atendiendo al diagrama de flujo, y también al diagrama de bloques, el proceso de desalación se puede dividir en una serie de etapas, las cuales se enumeran en la siguiente lista:

- Captación del agua de mar.
- Pretratamiento y proceso de membranas.

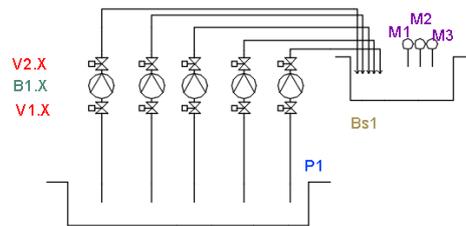
## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- Limpieza de las membranas.
- Preparación de la disolución de arrastre.
- Tratamiento de la salmuera.
- Obtención de agua y potabilización.

Para cada una de las etapas se explicará el funcionamiento de acuerdo al diagrama de flujo y se efectuará la elección de los elementos entre distintas alternativas.

### 7.1. Captación del agua de mar.

El diagrama de flujo correspondiente a esta etapa se muestra en la Figura 5:



**Figura 5. Diagrama de flujo del sistema de captación.**

Para la captación del agua de mar alimento se va a optar por la toma de pozo, dado que las rocas del acuífero realizan una primera depuración del agua gracias a su poder autodepurador. Esto va a suponer una reducción de costes de operación en el pretratamiento. Además, la proximidad de la planta a la costa y la presencia del acuífero hacen que este método sea más conveniente.

En la zona de Altea, existe un acuífero costero a una profundidad aproximada de 115 metros desde la superficie terrestre. Se recomienda que la toma de agua esté 1,5 metros por debajo del nivel de agua y que la entrada de la tubería de aspiración esté provista de una rejilla para evitar la entrada de partículas sólidas grandes [8].

Esta etapa consistirá en un sistema de bombeo de vacío. Como datos de partida para el diseño, tenemos los siguientes:

- Caudal de agua a captar: como ya se conoce, el diseño de esta planta está enfocado a producir 2300 m<sup>3</sup> de agua al día, lo que suponen aproximadamente unos 100 m<sup>3</sup> de agua a la hora. Se propone un caudal de agua a captar de 90 m<sup>3</sup>/h por cada bomba (450 m<sup>3</sup>/h en total).

De esta forma, las corrientes de entrada y de salida al proceso de membranas quedan así:

- Caudal de entrada de agua de mar en la alimentación: 333 m<sup>3</sup>/h (faltan 117 m<sup>3</sup>/h que se emplearán para diluir la salmuera).
- Caudal de entrada de la disolución de arrastre: 333 m<sup>3</sup>/h.
- Caudal de salida de la salmuera: 233 m<sup>3</sup>/h.
- Caudal de salida de la disolución de arrastre diluida: 433 m<sup>3</sup>/h (de los cuales 333 m<sup>3</sup>/h se emplearán para preparar nueva disolución de arrastre y 100 m<sup>3</sup>/h se destinarán al consumo de la población).

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

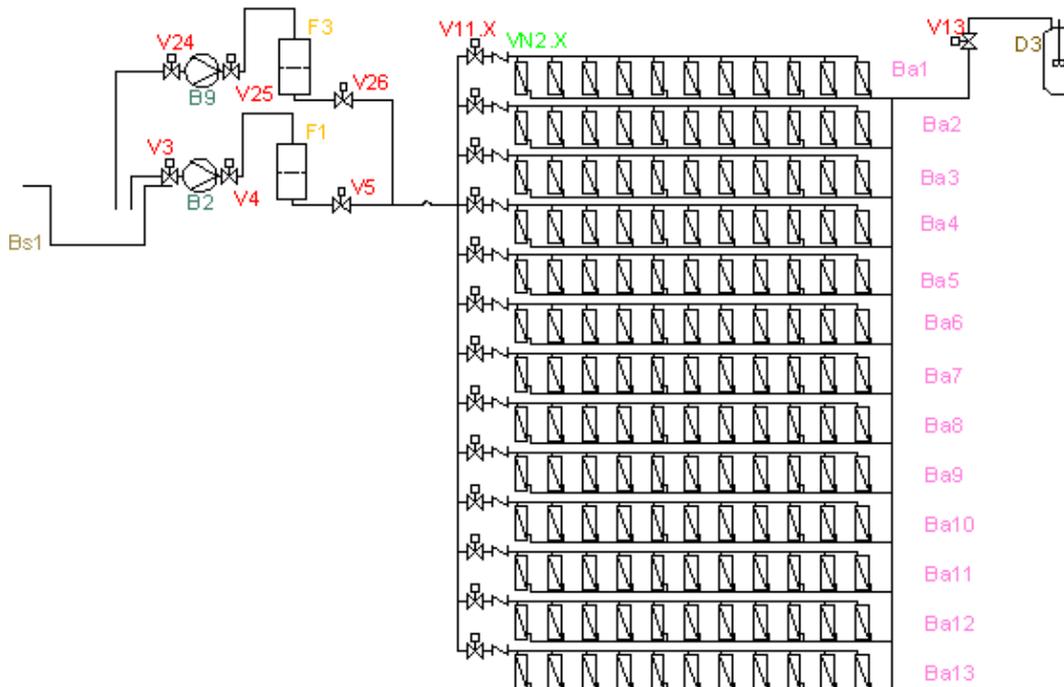
A continuación se procede a explicar la nomenclatura. Cuando aparece B1.X significa que X representa cada uno de los 5 grupos de bombeo. Por tanto, para la primera bomba desde la izquierda nos referimos a ella como B1.1, para la siguiente B1.2, y así sucesivamente según está representado en el diagrama. Ocurre lo mismo para la nomenclatura de las válvulas V1.X y las V2.X.

Por tanto el agua salada se bombeará desde el pozo playero hasta una balsa, que actuará como depósito, cuando las bombas B1.X estén en funcionamiento y las válvulas V1.X y V2.X estén abiertas. Si existe algún problema en la bomba, se procederá a cerrar las válvulas correspondientes. La balsa es el lugar donde se almacenará el agua bombeada desde el acuífero. En este punto, se realizarán las medidas y los ensayos pertinentes para cuantificar el valor de los parámetros característicos que van a determinar la calidad del agua. Serán necesarios varios equipos para medir estos parámetros. En el diagrama de flujo aparecen tres equipos de medición, los cuales se corresponden a equipos de medición de pH, conductividad, TDS (sólidos disueltos totales) y temperatura.

Una vez el agua salada llegue a la balsa Bs1 se conectarán los medidores M1, M2 y M3 para evaluar estos parámetros. Los cálculos correspondientes referentes a estos elementos aparecen en el Anexo I: Captación del agua de mar.

### 7.2. Pretratamiento y proceso de membranas

El diagrama de flujo correspondiente a esta etapa se muestra en la Figura 6:



**Figura 6. Diagrama de flujo del pretratamiento y proceso de membranas.**

En la Figura 6 se ha representado solo las corrientes de entrada de agua de mar y salida de la salmuera, porque forman parte de la línea del proceso por la que pasa el agua de mar.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Más tarde se estudiará, por separado, las corrientes de entrada de disolución de arrastre y salida de disolución de arrastre diluida. En primer lugar se añadirá en la balsa los reactivos correspondientes para evitar problemas de “scaling” y “biofouling” como el primer paso del pretratamiento: se añadirá un antiincrustante y metabisulfito sódico.

A continuación, cuando las válvulas V3 y V4 están abiertas y se conecta la bomba B2, se comienza a bombear el agua procedente de la balsa hacia el filtro. Este filtro es el encargado de realizar el pretratamiento del agua de mar antes de entrar al módulo de membranas. Se ha diseñado un sistema de bombeo y filtrado extra (válvulas V25, V26 y V27, filtro F3 y bomba B9) para el caso en que falle el primero. De esta forma se asegura la producción de agua desalada y el suministro de la población. Cuando funcione uno, el otro no lo hará (si V3, V4 y V5 están abiertas y B2 conectada, V24, V25 y V26 deberán permanecer cerradas y B9 desconectada, y viceversa).

Para el sistema de pretratamiento, se propone emplear un filtro de arena [8]. Como el agua captada proviene de un acuífero, las rocas de éste ya realizan un primer pretratamiento, por lo que este pretratamiento posterior no tiene porqué ser tan riguroso en comparación a cuando el agua proviene directamente del mar. Estos filtros constan de una o más capas de material poroso con un determinado espesor que pueden ser o no de arena. Para esta aplicación, es necesario emplear filtros rápidos a presión, que permiten filtrar de 7 a 12 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>. La velocidad de filtración dependerá de la presión aplicada, la granulometría utilizada y la profundidad de las capas. Los filtros de presión trabajan a presiones en torno a 3,5 – 7,5 kg/cm<sup>2</sup>.

El depósito puede ser vertical u horizontal. Normalmente en los filtros verticales la filtración suele ser más uniforme, debido a que en los filtros verticales el espesor del lecho filtrante es constante en toda la superficie, mientras que en los horizontales se da el caso en el cual el espesor del lecho filtrante es mayor en el centro que en los bordes. Estos depósitos se construyen con materiales metálicos o con materiales plásticos. Los filtros están constituidos por arenas, materiales granulométricos, antracita, o incluso granate o magnetita. Para aguas provenientes de pozos, es suficiente emplear un filtro con una sola capa de arena con partículas que tengan una granulometría en torno a 0,8 y 1,2 mm y con un espesor de filtro de 35 a 45 cm en el caso de emplear arena.

Por último, los filtros deben de lavarse cuando el filtro está sucio y produce una gran pérdida de carga o cada cierto tiempo establecido en instalaciones pequeñas. La limpieza consiste en la circulación de agua a contracorriente o en el uso de sistemas soplantes de aire. Por otro lado, también existen filtros de arena que incluyen un sistema de autolavado, lo cual supone un factor considerable a la hora de elegir uno. Por tanto, se seleccionará uno o varios filtros que tengan una disposición vertical, a presión, con velocidad alta de filtrado, con sistema de autolavado y de monocapa de arena con granulometría entre 0,8 y 1,2 mm y espesor entre 35 y 45 cm. La válvula V5 o V26 debe permanecer abierta también (solo estará cerrada cuando se active el circuito de limpieza de las membranas, que se explicará a continuación). Aunque no aparece en este esquema porque no forma parte del circuito correspondiente al pretratamiento y proceso de membranas, la válvula V7 es importante que se mantenga cerrada durante el proceso de desalación (ver Figura 3).

El caudal de agua se divide en 37 tramos, cada uno correspondiente a un bastidor. Hay 37 válvulas reguladoras y son las correspondientes a la nomenclatura V11.X, donde X se

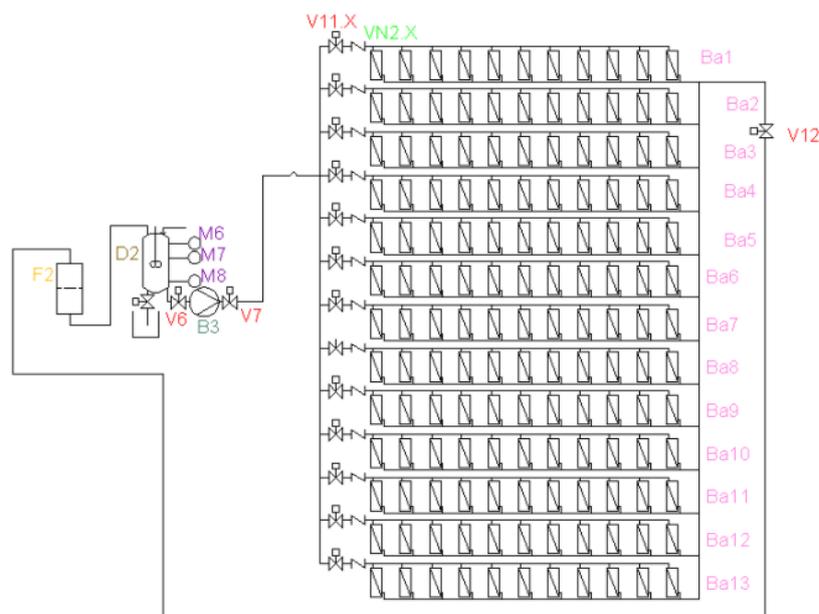
corresponde con el número de bastidor. De la misma forma, existen 37 válvulas antirretorno con la nomenclatura VN2.X, donde X se corresponde también con el número de bastidor. Hay 37 bastidores, Ba, pero no todos realizarán el proceso de desalación. Se han añadido 9 bastidores extra que solo se emplearán en el caso que alguno de los otros 28 bastidores restantes funcione mal o tengan algún problema. Así pues, se tendrá 9 bastidores cuya válvula reguladora esté completamente cerrada durante el proceso de desalación, mientras que el resto la tendrán completamente abierta. Cada bastidor está formado por 24 módulos de membrana, y cada módulo de membrana consiste en un tubo en cuyo interior se encuentran 5 membranas arrolladas en espiral. Todos los módulos poseen una entrada de agua de mar y una salida de la salmuera (también poseen una entrada de la disolución de arrastre y una salida de la disolución de arrastre diluida, que serán estudiadas más tarde).

Este diseño está restringido por las características de la membrana elegida, como son los parámetros de caudal de agua permeada, el porcentaje de rechazo de sales, la temperatura máxima de operación, el rango de pH en el cual puede trabajar, el área de la membrana y el material del cual está hecha, entre otros. La salida de salmuera en cada módulo se recoge en un colector común a los 37 bastidores. Es necesario que la válvula V13 esté abierta para que la salmuera se pueda almacenar en el depósito D3 y proceder a su tratamiento (al igual que la válvula V5, solo estará cerrada cuando se active el circuito de limpieza de las membranas). Aunque no aparece en este esquema porque no forma parte del circuito correspondiente al pretratamiento y proceso de membranas, la válvula V12 es importante que se mantenga cerrada durante el proceso de desalación (ver Figura 3).

Los cálculos correspondientes referentes a estos elementos aparecen en el Anexo II: Pretratamiento y proceso de membranas.

### 7.3. Limpieza de membranas.

El diagrama de flujo correspondiente a esta etapa se muestra en la Figura 7:



**Figura 7. Diagrama de flujo del pretratamiento y proceso de membranas.**

La limpieza se va a realizar en los compartimentos de la membrana por los cuales circula el agua de mar de alimentación y la salmuera, debido a que es donde se produce el ensuciamiento de las membranas al precipitar las sales. Por esto, al igual que en el apartado anterior, se ha representado solo las corrientes de entrada de agua de mar y salida de la salmuera. El proceso de membranas necesita un sistema de limpieza [8]. Con el tiempo las membranas pierden sus características, lo cual está causado por una posible mala operación de la instalación y por la suciedad. Esta última es una causa natural, y depende de la naturaleza del agua de alimento. Se puede solucionar con un sistema de limpieza (adecuado para cada tipo de membrana), por tanto es un deterioro reversible causado solo por el ensuciamiento. Los síntomas que presenta una membrana sucia son pérdidas de producción, aumento de la salinidad del agua permeada o las dos cosas. Pero también existe un deterioro irreversible, cuyas causas principales son:

- Desplazamiento interno de las distintas láminas componentes (“telescoping”).

Se produce cuando se utiliza durante mucho tiempo membranas sucias. Como el ensuciamiento no es uniforme, se producen desequilibrios internos en la membrana que provocan el desplazamiento de unas capas respecto a otras. Este desplazamiento provoca grietas, y por consiguiente fugas, permitiendo la mezcla de agua permeada con la salmuera.

- Rotura de la cubierta externa protectora.

Puede estar producido por defectos de fabricación, pero también por los desplazamientos internos de las membranas en el interior de los tubos cuando no han sido correctamente instaladas.

- Trabajar en el rango de pH.

En nuestro caso, las membranas de triacetato de celulosa pueden sufrir una hidrólisis parcial cuando el pH de operación se encuentra fuera del rango. Esto provoca un incremento de la salinidad en el agua permeada.

- Rotura del filtro de arena.

Provoca la llegada de sólidos de tamaño grande que puede provocar la obstrucción o la rotura de la membrana.

Los productos químicos a emplear deben ser los adecuados para cada membrana y dependen también del ensuciamiento que se produce. En este caso, no será necesario un lavado especial para agentes biológicos puesto que la presencia de éstos en el agua será muy baja, gracias al efecto autodepurador de las rocas del pozo y también al filtro de arena. Entre el lavado ácido o alcalino, se escoge el ácido, ya que la membrana seleccionada soporta mejor los ambientes ácidos (rango de pH de operación entre 3 y 8).

Con el lavado ácido se consigue eliminar precipitados de sales, carbonatos y sulfatos depositados sobre las membranas. Para llevarlo a cabo, es necesario un depósito de lavado en el cual se disuelve un ácido en agua producto, hasta conseguir un pH entre 3 y 4. Esta disolución se filtra con un filtro de 4 micras y se bombea por el sistema de membranas. Cuando se alcanza un valor de pH uniforme a la salida del sistema de membranas, se dejan las membranas embebidas en la disolución durante 2 a 4 horas. Después, se recircula agua producto hasta que la calidad del agua de salida del sistema de membranas sea la misma que a

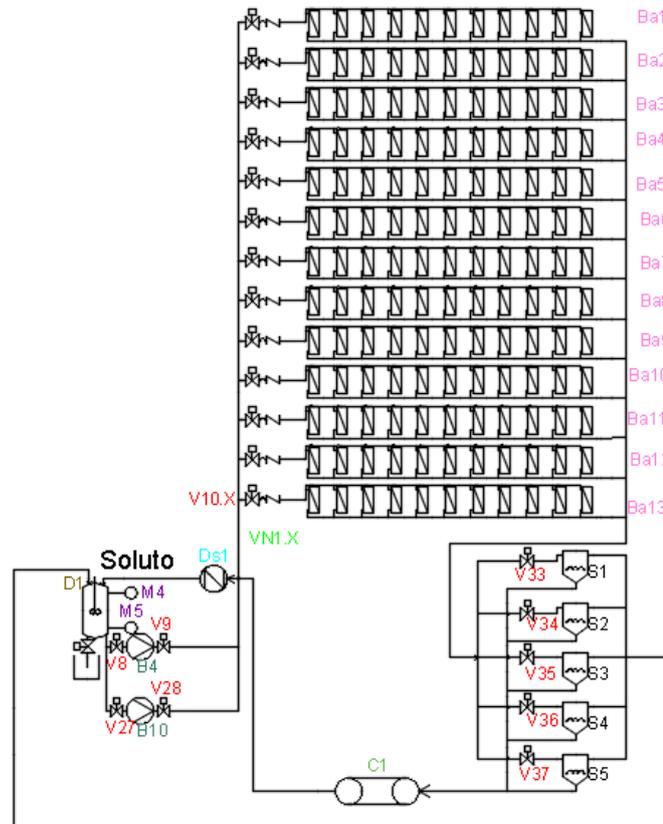
la entrada. El ácido comúnmente empleado es el acético. Si el sistema de lavado no tiene efecto, será necesario cambiar las membranas. Lo normal es sustituir anualmente las membranas más deterioradas. El sistema de limpieza constituye un circuito cerrado. Es importante que las válvulas V13 y V5 estén totalmente cerradas cuando se proceda a limpiar las membranas.

Comienza en el depósito D2, donde se elaborará una disolución con carácter ácido (no menos de  $\text{pH} = 3$ ). Los cálculos aparecen en el Anexo III: Limpieza de membranas. Este depósito está provisto de 3 sistemas de medición: un medidor del nivel superior del depósito, un medidor del nivel inferior del depósito y un pHmetro. Para comenzar la limpieza, se han de abrir las válvulas V6 y V7 y también ha de conectarse la bomba. Al igual que en la etapa anterior, ya que compartes las mismas tuberías, el caudal de la disolución de limpieza se divide en 37 tramos, cada uno correspondiente a un bastidor. Se observa que hay 37 válvulas reguladoras y son las correspondientes a la nomenclatura V11.X, donde X se corresponde con el número de bastidor. De la misma forma, existen 37 válvulas antirretorno con la nomenclatura VN2.X, donde X se corresponde también con el número de bastidor.

Aquellas membranas que se deseen limpiar, las válvulas reguladoras V11.X correspondientes a su bastidor deberán permanecer completamente abiertas, mientras que el resto cerradas. Una vez la disolución ácida ha pasado por los bastidores, se recoge en un colector común a los 37 bastidores. La válvula V12 deberá permanecer abierta. A continuación la disolución llega a un filtro F2 donde se retendrán las partículas provenientes de las membranas, que normalmente se corresponderán con sales precipitadas, y la disolución vuelve de nuevo a tanque D2. Para eliminar el ácido de las membranas, se vaciará el depósito D2 y se llenará de agua, que será bombeada de la misma forma por el circuito. Los cálculos correspondientes referentes a estos elementos aparecen en el Anexo III: Limpieza de membranas.

## 7.4. Preparación de la disolución de arrastre.

El diagrama de flujo correspondiente a esta etapa se muestra en la Figura 8:



**Figura 8. Diagrama de flujo la disolución de arrastre.**

En la Figura 8 se ha representado solo las corrientes de entrada de disolución de arrastre y salida de la disolución de arrastre diluida, porque forman parte de la línea del proceso por la que pasa la disolución de arrastre.

En el depósito D1 se preparará la disolución de arrastre añadiendo agua y soluto. El soluto elegido para el proceso será un soluto de nanopartículas magnéticas. Este soluto se tratará con mayor profundidad en el apartado 9. Descripción de la disolución de arrastre. Los cálculos referentes a la preparación de la disolución así como los relacionados con el circuito hidráulico aparecen en el Anexo IV: Preparación de la disolución de arrastre. Este depósito posee 2 equipos de medición, los correspondientes al medidor del nivel superior (M4) y al medidor del nivel inferior (M5). El bombeo de esta disolución por el sistema de membranas se produce cuando se tenga lista la disolución de arrastre. Las válvulas V8 y V9 deben estar abiertas para bombear la disolución de arrastre por las membranas al activar la bomba B4. También existe un equipo de bombeo auxiliar para asegurar el suministro de agua potable a la población. Está conformado por las válvulas V27 y V28 y la bomba B10. Cuando funcione uno, el otro no lo hará (si V8 y V9 están abiertas y B4 conectada, V27 y V28 deberán permanecer cerradas y B10 desconectada, y viceversa).

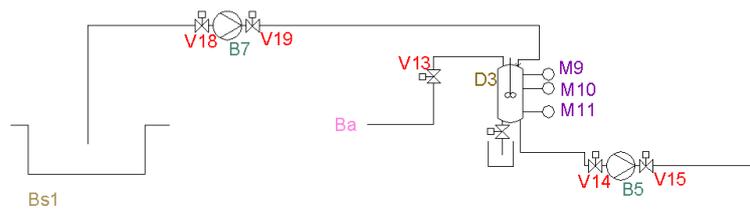
El bombeo de la disolución de arrastre es idéntico al bombeo del agua de mar alimento: se divide por cada uno de los 28 bastidores abiertos (permanecerán 9 cerrados como reserva) y a su vez se divide para cada uno de los 24 módulos de cada bastidor. Una vez captada el agua de

la corriente de alimento, la disolución de arrastre diluida se recolecta en un colector y alcanza los separadores magnéticos S1, S2, S3, S4 y S5. De estos 5 separadores, 3 se mantienen activos durante la desalación (válvula abierta) y 2 son de reserva (válvula cerrada). Con estos equipos se puede separar las nanopartículas magnéticas del agua (su funcionamiento se explicará también en el apartado 9. Descripción de la disolución de arrastre). Después de los separadores, el agua se divide en dos corrientes. Una de ellas irá al tratamiento de potabilización por las bombas B11 y B12 donde obtendremos finalmente el agua de consumo. La otra alimentará al depósito D1 de agua para poder preparar nueva disolución de arrastre, con las nanopartículas recuperadas del conjunto de separadores.

El soluto se recoge en una cinta transportadora de sólidos C1 que se dirige al depósito D1. El elemento Ds1 es un dosificador de sólidos, para regular la entrada de soluto en el tanque. Los cálculos correspondientes referentes a estos elementos aparecen en el Anexo IV: Preparación de la disolución de arrastre.

## 7.5. Tratamiento de la salmuera.

El diagrama de flujo correspondiente a esta etapa se muestra en la Figura 9:



**Figura 9. Diagrama de flujo del tratamiento de la salmuera.**

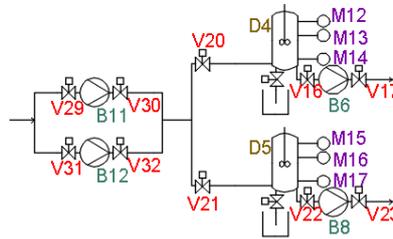
Para el tratamiento de la salmuera, se ha optado por diluirla con agua de mar para conseguir un descenso de la salinidad antes de verterla de nuevo al mar, lo cual será desarrollado con más profundidad en el apartado 8. Gestión de la salmuera.

Toda la salmuera proveniente de los bastidores Ba se recoge en el depósito D3 siempre que la válvula V13 esté totalmente abierta. El depósito D3 está provisto de un sistema de vaciado, de un sistema de agitación y de tres medidores M9, M10 y M11. M9 se corresponde con un medidor de nivel superior, M10 es un conductímetro que se empleará para conocer en todo momento la cantidad de sales que hay en la salmuera diluida y M11 es un medidor de nivel inferior. Es muy importante que la válvula V12 (aparece en la Figura 3) esté totalmente cerrada durante el proceso dado que pertenece al circuito de limpieza de las membranas. El agua de mar que se empleará para diluir la salmuera proviene de la balsa Bs1 y se bombeará mediante la bomba B7 hasta el depósito D3, siempre y cuando las válvulas V18 y V19 estén activas y la bomba B7 conectada. Cuando se consigue el nivel de salinidad deseado, se abrirán las válvulas V14 y V15 y se conectará la bomba B5 para evacuar la salmuera diluida hacia el mar. Esta bomba bombeará un caudal igual a la suma de los caudales entrantes al depósito, para mantener así un volumen constante en su interior.

Los cálculos correspondientes referentes a estos elementos aparecen en el Anexo V: Tratamiento de la salmuera.

## 7.6. Obtención de agua y potabilización.

El diagrama de flujo correspondiente a esta etapa se muestra en la Figura 10:



**Figura 10. Diagrama de flujo de la obtención de agua y potabilización.**

Una vez se ha eliminado el soluto de la disolución de arrastre diluida, obtenemos agua sin sal. Esta agua se divide en dos corrientes: una que irá al depósito para preparar más disolución de arrastre y otra que es el agua producto, como antes se ha comentado. Se bombeará un caudal de 100 m<sup>3</sup>/h proveniente de los separadores magnéticos mediante la bomba B11 o la bomba B12 (una de ellas es de reserva y siempre permanecerá inactiva)

El agua producto llega a las válvulas V20 y V21. Durante todo el proceso, cuando una de las dos esté abierta la otra deberá permanecer cerrada. Esto es porque si por ejemplo, comenzamos con la válvula V20 abierta y la válvula V21 cerrada, se llenará el depósito D4 en primer lugar. Una vez se llene, se cierra la válvula V20 y se abre la válvula V21. De este modo se llenará el depósito D5 mientras que en el depósito D4 se lleva a cabo el proceso de postratamiento para la potabilización, para realizarla los reactivos empleados serán CO<sub>2</sub>, Ca(OH)<sub>2</sub>, CaCO<sub>3</sub> y NaClO. Los caudales estarán calculados para que dé tiempo a realizar la potabilización mientras se llena el otro depósito. Cuando se llene el depósito D5, se cerrará la válvula V21 y se comenzará la potabilización en este depósito. Mientras se realizaba el llenado del depósito D5, en el depósito D4 se ha llevado a cabo ya la potabilización y se ha vaciado mediante la bomba B6.

Así pues, cuando cierre la válvula V21, la válvula V20 se volverá a abrir para llenar de nuevo del depósito D4, mientras que en el depósito D5 se finaliza la potabilización y se vacía mediante la bomba B8. Cada depósito está provisto de tres medidores: M12, M13, M14, M15, M16 y M17. Tanto M12 como M15 son medidores de nivel superior, al igual que M14 y M17 lo son de nivel superior. Los medidores M13 y M16 se emplean para corroborar que el proceso de potabilización se lleva a cabo de la forma deseada, que será explicado más en detalle en el apartado 10. Obtención del agua. Los depósitos poseen también un sistema de agitación y un sistema de vaciado de emergencia. Una vez el agua es potabilizada, tanto las válvulas V16 y V17 como las válvulas V22 y V23 deberán permanecer abiertas (durante el proceso de potabilización se mantienen cerradas) para poder bombear el agua a la red de suministro. También será necesario conectar las bombas B6 y B8. En el apartado 10. Obtención del agua se explica el proceso de potabilización con más detalle.

Los cálculos correspondientes referentes a estos elementos aparecen en el Anexo VI: Obtención de agua y potabilización.

## **8. GESTIÓN DE LA SALMUERA**

En el proceso se obtiene, del módulo de membranas, una corriente de rechazo constituida por sal y agua. Pero este rechazo tiene una elevada concentración de sal, es una salmuera, puesto que parte del agua de la corriente de alimento a ha sido permeada y la cantidad de sal es prácticamente la misma. Es entonces la salmuera el principal residuo que se genera en esta planta.

Se puede pensar que para gestionar esta salmuera basta con verterla de nuevo al mar, ya que en definitiva no se está aumentando la salinidad del agua, la cantidad de sal es la misma que al principio. Verter la salmuera directamente al mar supone un grave riesgo para la flora y la fauna, porque supondría un aumento importante de la concentración de sal en la zona de vertido imposibilitando la supervivencia de los seres vivos, ya que por el fenómeno de la ósmosis los organismos se deshidratarían. Para solucionar este problema, se propone diluir con agua de mar la salmuera antes de verterla de nuevo al mar. Este sistema de gestión se emplea en desaladoras como la desaladora de ósmosis inversa de Javea (Alicante).

La salmuera se almacena en depósitos donde se mezcla con agua de mar, hasta alcanzar un valor de concentración óptimo, que permita el vertido de este residuo al mar sin que haya ningún riesgo para la flora y la fauna que habite la zona. Los cálculos referentes a la gestión de la salmuera aparecen en el Anexo VI. Para evitar más el impacto de la salmuera en el ecosistema marino, se suele emplear emisarios submarinos en el vertido. Este método consiste en incluir una serie de difusores en la tubería de descarga, cuya salida se encuentra a una altura determinada y con una inclinación de entre 30 al 90% respecto el fondo. De esta manera a la salida de la tubería la salmuera describe un arco, consiguiendo una mayor dispersión de la salmuera, y por consiguiente una mejor dilución de ésta.

Mediante este procedimiento se tiene una forma económica y sencilla de tratar el residuo generado, por eso se ha escogido.

## **9. DESCRIPCIÓN DE LA DISOLUCIÓN DE ARRASTRE**

La disolución de arrastre es la corriente que contiene el soluto mediante el cual obtendremos una alta presión osmótica para poder llevar a cabo el proceso de OD. La diferencia de presión osmótica entre la disolución de arrastre y el agua de mar hará que se produzca una migración de agua desde el agua de mar hacia la disolución de arrastre, diluyéndola.

Existen muchos ejemplos de disolución de arrastre que se puede emplear en el proceso, como las disoluciones de bicarbonato amónico, hidróxido amónico, metanol, etanol, propanol, 2-butanona, acetato de metilo o también hidrogeles o nanopartículas magnéticas [5]. Que se escoja una u otra dependerá de las características de cada una, como son la presión osmótica que ofrece, la facilidad de separación con el agua, la toxicidad o la capacidad de permear a través de la membrana hacia el compartimento de agua de alimentación. A la vista de estas características, la solución pasa por escoger una disolución con alta presión osmótica, que sea fácil de separar, no tóxica y que no permee a través de la membrana.

Por esto, se va a emplear nanopartículas magnéticas o MNPs como soluto para la disolución de arrastre. Las nanopartículas magnéticas son nanopartículas (partículas de tamaño muy

reducido entre 5 y 500 nanómetros) que pueden ser manipuladas empleando un campo magnético, dadas sus características magnéticas. Esto es así porque están constituidas de elementos como el hierro, cobalto o níquel, los cuales son elementos magnéticos. Estas nanopartículas pueden estar formadas por óxidos de ferrita, por metales exclusivamente, o por metales recubiertos generalmente de polímeros. El empleo de éstas para la desalación es novedoso, es una clase reciente de disolución de arrastre. Los estudios más recientes se han centrado en el desarrollo de nanopartículas magnéticas hidrofílicas recubiertas de ácido poliacrílico, de trietilenglicol o de 2-pyrol.

Este tipo de disolución de arrastre presenta ventajas respecto de los compuestos orgánicos e inorgánicos en el hecho de tener un gran ratio de superficie/volumen y un gran tamaño de molécula, lo que favorece a la recuperación al emplear equipos que produzcan campos magnéticos. Por otro lado, este tipo de disolución puede alcanzar presiones osmóticas de hasta 70 bares y presenta baja permeación inversa hacia el alimento.

Otra ventaja de emplear este tipo de soluto es que las nanopartículas magnéticas tienen carácter superparamagnético, lo cual quiere decir que tienen remanencia nula cuando no hay campo. Esto supone una minimización de la aglomeración [46]. Para recuperarlas y separarlas de la disolución diluida, una vez han salido de proceso de membranas, se puede aplicar un proceso de ultrafiltración o un separador magnético. Para esta aplicación se ha escogido el separador magnético, de tipo tambor, que será explicado con más detalle en el apartado 1.9. Obtención del agua. Hay que tener precaución durante la separación con campo magnético, puesto que si se emplea uno muy intenso se puede producir una aglomeración de las partículas. En el caso de que se produzca, hay que emplear métodos de ultrasonificación o de aplicación de calor para volverlas a separar, aunque no se recupera la eficiencia del soluto al completo.

Para evitar que se produzca la aglomeración, basta con usar campos magnéticos más débiles. También habrá que emplear partículas lo suficientemente grandes como para que se vean atraídas por el campo magnético, porque si no pasarán a la etapa de potabilización [1, 3, 5].

Concretando, se escogen las nanopartículas magnéticas de núcleo de magnetita y recubiertas de ácido poliacrílico. Para este trabajo, el soluto se considera una materia prima y no se va a entrar en la fabricación de éste. El soluto posee las siguientes características [48]:

- Las partículas tienen un tamaño de 100 nm de diámetro.
- La desviación de tamaño es menor al 20 %
- Poseen una superficie específica de 50 m<sup>2</sup>/g.
- Están constituidas por un 10 % (en volumen) de ácido poliacrílico de peso molecular menor o igual a 3000 Da y de magnetita de peso molecular 231,55 g/mol que constituye el 90 % de la partícula.
- Se asume que las partículas tienen forma esférica.

Los cálculos referentes a la cantidad a utilizar para el proceso y a la presión osmótica que se obtiene con este soluto aparecen en el Anexo IV: Preparación de la disolución de arrastre.

## 10. OBTENCIÓN DEL AGUA

La corriente de disolución de arrastre diluida, que ha tomado el agua de la corriente de alimento, se obtiene por una tubería colectora del sistema de bastidores. Esta corriente lleva partículas de soluto, por lo que el siguiente paso a realizar es la separación eficiente del soluto y del líquido. Al separar el soluto se consigue, por un lado recuperarlo y reintroducirlo para la fabricación de nueva disolución de arrastre y por otro lado evitar que esté presente en el agua producto. Una vez haya sido separado el soluto del agua, la corriente de agua llega a unos depósitos donde se realizará un proceso de potabilización para cumplir con la normativa de aguas de consumo de red, el Real Decreto 140/2003. Después de ser potabilizada, se bombeará a la red para satisfacer el consumo de la población.

Así pues, para obtener el agua hay que realizar dos acciones importantes: la separación y la potabilización.

El soluto se va a separar del agua mediante un separador magnético. Este equipo basa su funcionamiento en la creación de un campo magnético que imanta las partículas magnéticas y las separa del agua. El proceso que lleva a cabo es el siguiente:

El equipo dispone de un tambor rotatorio donde se encuentran los imanes. Cuando el líquido fluye en el cuerpo del tanque del separador, los materiales magnéticos son atraídos a la superficie del tambor. El agua sin el soluto entonces sale del tanque por un conducto. Por otro lado, junto con la rotación del tambor, las partículas imantadas por la superficie del tambor dejan el campo magnético y caen en un depósito de sólidos.

El agua obtenida del proceso de desalación no se puede suministrar directamente al consumidor, puesto que necesita un post-tratamiento para adecuar las características del agua a la ley vigente de aguas de consumo. Existen 2 procesos principales a los que se somete el agua desalada [8]:

- Ajuste de pH.

Una vez el agua se ha desalado suele tener un pH ácido (en torno a 5,5) debido al elevado rechazo de las sales por las membranas empleadas. Además es pobre en Ca. Su carácter ácido  $\text{CO}_2$  la hace corrosiva y puede disolver los precipitados presentes en la tubería. Además incumpliría la ley sanitaria de aguas de consumo. En ocasiones también contiene  $\text{H}_2\text{S}$  (sobre todo si se tratan de aguas subterráneas, como es el caso). Por tanto, hay que estabilizar el agua llevándola a un pH de entre 6,5 y 8 y desinfectarla si es necesario (en nuestro caso no porque la roca del pozo playero ya actúa como desinfectante). La estabilización se puede realizar de varias formas:

- Descarbonatación o desgasificación: mediante una torre se hace pasar el agua por la parte superior a través de unos difusores. Esta agua percola a través de un material. A su vez, se introduce por la parte inferior un gas a contracorriente, que generalmente es aire.

De esta forma se absorbe  $\text{CO}_2$  y la alcalinidad del agua sube hasta valores de pH 6 – 6,5. Otras formas de realizar este proceso consisten en el uso de torres de enfriamiento, difusores de aire, desaireadores de vacío o desgasificación empleando un spray.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- Adición de productos químicos: ejemplos de productos que se pueden emplear son  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{NaOH}$  o  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Al emplear los dos últimos, aunque se estabiliza el pH el agua queda falta de calcio, lo que provoca que tenga carácter corrosivo. Por tanto, si se emplean, habrá que añadir también un inhibidor de la corrosión para proteger la instalación.
  - Mezcla con otras aguas: el agua desalada se diluye y debe suponer como mínimo el 10% de la mezcla.
- Post – cloración.

Cuando el agua vaya a emplearse en el abastecimiento de la población urbana, como es el caso, es necesario volver a clorarla para poder cumplir con la normativa sanitaria. Existen tres procedimientos para llevar esta cloración a cabo:

- Adición de gas cloro: este método está muy extendido en los abastecimientos cuando se trata de grandes caudales de agua. Aunque hay que tener cuidado al manipularlo y se debe aislar correctamente los equipos para que no puedan producirse accidentes.
- Adición de hipoclorito sódico: este método es el más barato, tanto a la hora de implantarlo como durante el funcionamiento del proceso.
- Adición de hipoclorito cálcico: es similar al método anterior pero con la ventaja de añadir calcio, lo que permite en el ajuste de pH emplear los productos químicos  $\text{NaOH}$  o  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .

## **11. ESTUDIO ECONÓMICO**

En el siguiente apartado se va a analizar la viabilidad económica del proyecto. Para ello se va a considerar que la planta de desalación trabaja 365 días al año las 24 horas del día, lo que supone 8760 horas al año. El análisis consta en primer lugar del cálculo de los siguientes costes: consumo eléctrico, personal, productos químicos y mantenimiento.

### **Coste del consumo eléctrico.**

Este coste viene dado por el consumo de todos los equipos eléctricos que se emplean en el proceso de desalación, como son las bombas, los medidores, agitadores, etc. Se ha tomado un precio base de la luz para la industria de 0,063 €/kWh [22]. Se ha obviado el consumo de la bomba del filtro del sistema de limpieza ya que no funciona todo el año.

Los cálculos se muestran a continuación:

**Tabla 5. Coste del consumo eléctrico.**

Equipo	kWh	kWh/año	€/año
Bomba B1.X CR 90 casa Grundfos	225	1971000	124500,19
Bomba B2/B9 C-200/500 casa Omega	111	972360	61420,09
Bomba B3 C-65/145 casa Omega	1,5	13140	830,00
Bomba B4/B10 C-250/360 casa Omega	44	385440	24346,70
Bomba B7 C-80/220 casa Omega	7,5	65700	4150,01
Bomba B5 C-150/410 casa Omega	55	481800	30433,38
Bomba B11/B12 C-100/200 casa Omega	3	26280	1660,00
Bomba B6/B8 VT-80/220 casa Omega	3,7	32412	2047,34
Equipo de medición pH: HI 500 + HI 1090	0,02	175,2	11,07
Equipo de medición conductividad: HI 700 + HI 7650	0,4	3504	221,33
Equipo de medición temperatura: HI 141	0,2	1752	110,67
Equipo de medición nivel: MultiRanger 100 casa Lana Sarrate	0,08	700,8	44,27
Agitador VFR casa FluidMix	48	420480	26560,04
Separador magnético CTB (NS) casa JingPeng	27,5	240900	15216,69
Cinta de sólidos TTL Tubular casa Cintasa	3	26280	1660,00
Dosificador HF0622 casa Sandvik	1,8	15768	996,00
		<b>Total</b>	<b>294207,77</b>

**Coste del personal.**

Todo el proceso de desalación se encuentra automatizado, aun así se necesita personal para comprobar en todo momento que no hay ningún problema en la instalación para poder detectar y solucionar rápidamente posibles contratiempos. Para cada actividad que se lleva a cabo en la planta, se dispondrá de un técnico especializado y de dos operarios, haciendo un total de 6 técnicos y 12 operarios. Se va a suponer que los técnicos dedican a esta tarea un 13 % de las horas totales anuales, mientras que los operarios dedicarán el 26 %. En la siguiente tabla (Tabla 6) se muestran los cálculos:

**Tabla 6. Coste del personal.**

Personal	Número	% horas/ año	Sueldo (€)/año	€/año
Técnico	6	0,13	32000	24960
Operario	12	0,26	19000	59280
			<b>Total</b>	<b>84240</b>

**Coste de los productos químicos.**

En este punto se tienen en consideración los costes anuales de los productos químicos empleados para el funcionamiento de la planta. Se considera que las membranas se limpiarán cada 2 meses y que el soluto de la disolución de arrastre solo se contabiliza como coste de inversión. A continuación se muestran los cálculos:

**Tabla 7. Coste de los productos químicos.**

Productos	Unidad (Ud)	Consumo (Ud)/año	Precio/Ud	€/año
Ácido Acético 100 % casa Panreac	L	8,04	18,52	148,90
Ca(OH) <sub>2</sub>	kg	51,0708	19,94	1018,35
CO <sub>2</sub>	L	399456	0,24	95869,44
NaClO	L	17520	7	122640,00
Antiincrustante	L	6570	20	131400,00
Metabisulfito sódico	kg	788,4	0,33	260,17
CaCO <sub>3</sub>	kg	49056	0,12	5886,72
			<b>Total</b>	<b>357223,58</b>

**Costes de mantenimiento.**

Aquí se contempla el coste anual debido a la reposición de las membranas que han sufrido un descenso importante de productividad debido al desgaste y al ensuciamiento. Para calcular dicho coste se va a suponer que la vida útil de una membrana se encuentra en torno a los 10 años, ya que su ensuciamiento es poco acusado, lo que quiere decir que cada año se desgasta un 10%. También se han considerado costes propios a los gastos de los equipos de la planta. Los cálculos se recogen en la siguiente tabla (Tabla 8):

**Tabla 8. Costes de mantenimiento.**

Material	Ud/año	% Deterioro	Coste/Ud	€/año
Membranas	4400	0,1	150	66000
Equipos	-	-	-	6000
			<b>Total</b>	<b>72000</b>

El siguiente paso es el cálculo de los costes directos complementarios. Se considera que suponen un 2% de la suma de los costes de todas las actividades.

La suma de costes supone al año 807.671,36 €, más 16.153,43€ de costes directos complementarios hacen un total de 823.824,78€. Como en un año se obtiene una cantidad total de agua potable de 876.000 m<sup>3</sup>, la relación que existe entre el coste y el agua potable producida es de 0,94 €/m<sup>3</sup>.

## **12. COMPARACIÓN CON EL PROCESO DE ÓSMOSIS INVERSA**

En este apartado se comparará el proceso de desalación por ósmosis directa con el proceso de desalación por ósmosis inversa desde el punto económico. A raíz del estudio económico del apartado anterior se ha obtenido que el coste por metro cúbico de agua potable para esta planta de desalación asciende a 0,94 €/m<sup>3</sup>, mientras que el coste por metro cúbico de agua potable para plantas de ósmosis inversa está en torno a 1 €/m<sup>3</sup>.

Al comparar los valores observamos que el coste es semejante para los dos tipos de proceso, siendo un poco más económico el proceso de ósmosis directa, lo que desembocará en mayores beneficios. Esto se puede deber a que las membranas de ósmosis directa trabajan en condiciones menos severas que en ósmosis inversa, propiciando una mayor vida útil de éstas.

## **13. CONCLUSIONES**

En primer lugar, se ha cumplido con el objetivo de este trabajo y se ha logrado dimensionar una planta de desalación de agua de mar por el método de la ósmosis directa. A la vista de los resultados económicos se observa que el proyecto necesita de una fuerte inversión, pero los costes de producción de agua potable son algo más baratos que para las plantas de desalación por ósmosis inversa, lo que se traduce en mayores beneficios.

Se concluye por tanto que el proceso por ósmosis directa es algo más económico, tal y como se indicaba al inicio de este trabajo. Aunque este ahorro económico no es muy acusado, debido a que la tecnología de desalación por ósmosis directa está aún por desarrollar en materias como la fabricación de membranas exclusivas de ósmosis directa que permitan un mayor flux de permeado o en solutos para disolución de arrastre que sean más económicos y más sencillos de separar de la disolución de arrastre diluida. Cuando se alcancen estos objetivos, el empleo de la ósmosis directa como método de desalación supondrá un mayor éxito y una alternativa muy viable a la ósmosis inversa o la evaporación.

De hecho, los resultados de este trabajo se han visto limitados por estos factores, debido a que se han tenido que emplear para los cálculos membranas de ósmosis inversa modificadas para la aplicación de la ósmosis directa, otorgando un menor flux de agua permeada del esperado, lo que ha desembocado en el empleo de más membranas, más tubos y más bastidores, suponiendo mayores costes de inversión. Otra limitación ha sido el soluto, que a pesar de haber sido escogido por ser fácilmente separable del agua, a día de hoy su fabricación supone un gran coste, suponiendo un gran aumento en los costes de inversión.

## 14. BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS

Para la realización de este trabajo, se ha extraído la información de las siguientes fuentes

*Artículos publicados impresos:*

[1]: Shuaifei Zhao, Linda Zou, Chuyang Y. Tang, Dennis Mulcahy, Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges, *Journal of Membrane Science* 396 (2012) 1-21.

[2]: Tzahi Y. Cath, Amy E. Childress, Menachem Elimelech, Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments, *Journal of Membrane Science* 281 (2006) 70-87.

[3]: N. Akther, A. Sodiq, A. Giwa, S. Daer, H.A. Arafat, S.W. Hasan, Recent advancements in forward osmosis desalination: A review, *Chemical Engineering Journal* 281 (2015) 502-522.

[4]: Laura Chekli, Sherub Phuntsho, Jung Eun Kim, Jihye Kim, Joon Young Choi, June-Seok Choi, Suhan Kim, Joon Ha Kim, Seungkwang Hong, Jinsik Shohn, H.K. Shon, A comprehensive review of hybrid forward osmosis systems: Performance, applications and future prospects, *Journal of Membrane Science* 497 (2016) 430-449.

[5]: Tae-woo Kim, Sunwon Park, Kevin Yeh, Cost-effective design of a draw solution recovery process for forward osmosis desalination, *Desalination* 327 (2013) 46-51.

*Libros impresos:*

[6]: J.A. Ibáñez Mengual, L.M. Berná Amorós, R. Valerdi Pérez, *Desalación por membranas*, 1ª Edición, Editorial DM, 1997.

[7]: Fundación Instituto Euromediterráneo Del Agua, *Aspectos tecnológicos, medioambientales, jurídicos y tecnológicos*, 1ª Edición, Editorial IEA, 2009.

[8]: José Antonio Medina San Juan, *Desalación de aguas salobres y de mar. Ósmosis inversa*, 1ª Edición, Editorial MP, 1999.

*Catálogos impresos:*

[9]: HTI OsMem™, ficha técnica HTI OsMem™ 2521FO-CTA-CS-3H, Estados Unidos.

[10]: Toray, Ficha técnica Toray CSM membrana OD, Corea.

*Recursos en línea:*

[11]: Ingemecánica [Internet], España. Disponible desde: <http://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>

[12]: Dimasa Saneamientos [Internet], España 2009. Disponible desde: <https://www.saneamientosdimasa.es/?destino=tuber%C3%ADa%20pvc%20evacuaci%C3%B3n>

[13]: Avista Technologies, Vitec 1000 [Internet], Estados Unidos 2017. Disponible desde:

<https://carbotecnia.info/PDF/quimykits/Vitec-1000.pdf>

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- [14]: Siebec, Industrial Filtration [Internet], Francia. Disponible desde: [http://www.siebec.com/IMG/pdf/doc\\_filtres\\_12p\\_ES-BD.pdf](http://www.siebec.com/IMG/pdf/doc_filtres_12p_ES-BD.pdf)
- [15]: CSIC Digital [Internet], España. Disponible desde: <http://digital.csic.es/bitstream/10261/134000/1/WO2015177391A1.pdf>
- [16]: Bombas Omega [Internet], España. Disponible desde: [http://www.bombasomega.com/documentos/catalogo\\_superficie.pdf](http://www.bombasomega.com/documentos/catalogo_superficie.pdf)
- [17]: Universidad nacional del nordeste, facultad de Ingeniería [Internet], Argentina. Disponible desde: <http://ing.unne.edu.ar/pub/evap.pdf>
- [18]: Vaxasoftware page [Internet], España 2017. Disponible desde: [http://www.vaxasoftware.com/doc\\_edu/qui/pvh2o.pdf](http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/qui/pvh2o.pdf)
- [19]: Miliarium.com, ingeniería civil y medio ambiente [Internet], España 2011. Disponible desde: <http://www.miliarium.com/Prontuario/MedioAmbiente/Aguas/PerdidaCarga.asp>
- [20]: La Catarina, publicación estudiantil de la universidad de las américas puebla [Internet], México 2015. Disponible desde: <http://catarina.udlap.mx/udla/tales/documentos/leia/marujms/apendiceA.pdf>
- [21]: La guía de física, ábaco de Moody [Internet], España. Disponible desde: <http://fisica.laguia2000.com/wp-content/uploads/2011/08/Moody3.jpg>
- [22]: Aura energía, compañía de servicios públicos de electricidad en España [Internet], España 2015. Disponible desde: [www.aura-energia.com](http://www.aura-energia.com)

## 15. ANEXOS DE LA MEMORIA DESCRIPTIVA

En este apartado se incluyen los anexos donde aparecen los cálculos del diseño de la instalación para cada una de las etapas: captación del agua de mar, pretratamiento y proceso de membranas, limpieza de las membranas, preparación de la disolución de arrastre, tratamiento de la salmuera y obtención de agua y potabilización.

### 15.1. Anexo I: Captación del agua de mar

En primer lugar, se procede al dimensionamiento de las tuberías. Los cálculos se van a realizar solo para un sistema de bombeo, ya que para los otros 4 serán los mismos.

El tamaño de los diámetros de las tuberías debe ser el idóneo para conseguir que las velocidades alcanzadas por el agua dentro de estas sean de 1,8 m/s para la tubería de aspiración y 2,5 m/s para la tubería de impulsión. Esto es así dado que velocidades más bajas que estas (< 0,5 m/s) provocan problemas de sedimentación y velocidades más altas (> 2,5 m/s) provocan graves problemas de corrosión de los materiales [11]. Por tanto se intentará conseguir estas velocidades, en caso de que no deberán estar entre los límites establecidos ([0,5 m/s, 2,5 m/s]).

A continuación se procede al cálculo del diámetro que tendrán que tener la o las tuberías de captación del agua.

#### Dimensionado de las tuberías.

A partir de la siguiente ecuación que relaciona el caudal con el área y la velocidad:

$$Q = v \cdot A \quad (\text{Ecuación 10})$$

Podemos calcular el diámetro, ya que para una tubería el área transversal se corresponde con el área de un círculo:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \quad (\text{Ecuación 11})$$

Despejando en la ecuación anterior:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad (\text{Ecuación 12})$$

Despejando los valores, se obtiene que para la aspiración ( $v = 1,8$  m/s) el diámetro de tubería debe ser de 133 mm para un caudal de 90 m<sup>3</sup>/h.

Por otro lado se recomienda un material de tubería de PVC, ya que resiste bien la conducción del agua de mar [8].

En los catálogos, no se encuentra disponible este diámetro de tubería, por tanto deberemos escoger el modelo de tubería con un tamaño de diámetro inmediatamente superior o inferior. En este caso se escogerá un diámetro de tubería inferior, ya que supone un ahorro en los costes y la velocidad del fluido no varía en gran medida, a continuación se muestran los cálculos.

De forma análoga, se obtiene que para la impulsión ( $v = 2,5$  m/s) el diámetro de tubería debe de ser de 112,83 mm para un caudal de 90 m<sup>3</sup>/h. A diferencia del tramo de aspiración, se

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

selecciona el modelo de tubería con el tamaño de diámetro inmediatamente superior, ya que si no se supera el valor de velocidad límite, que es una tubería de diámetro nominal (DN) de 125 mm cuyo espesor es de 3,2 mm. El diámetro interior de esta tubería es de 121,8 mm.

Se propone utilizar las tuberías de Dimasa tanto para el tramo de aspiración como de impulsión, porque resultan más económicas que el resto:

Tuberías de PVC de DN = 125 mm:

Dimasa: el coste de la tubería es de 5,33 €/m.

Sot: el precio es de 10,31 €/m.

Ferroplast: el coste de la tubería es de 13,2 €

**Tabla 9. Catálogo Dimasa [12].**

TUBERIA PVC SERIE B				F. 115
Codigo	Diametro	Espesor	Longitud	PVP
N200032050	32 mm.	3,0 mm.	5 m.	5,99 €
N200040050	40 mm.	3,0 mm.	5 m.	7,64 €
N200050050	50 mm.	3,0 mm.	5 m.	9,80 €
N100075030	75 mm.	3,0 mm.	3 m.	8,99 €
N100090030	90 mm.	3,0 mm.	3 m.	10,53 €
N100110030	110 mm.	3,2 mm.	3 m.	14,04 €
N100125030	125 mm.	3,2 mm.	3 m.	15,99 €
N100160030	160 mm.	3,2 mm.	3 m.	20,72 €
N100200030	200 mm.	3,9 mm.	3 m.	31,20 €
N100250030	250 mm.	4,5 mm.	3 m.	50,76 €
N100315050	315 mm.	5,6 mm.	5 m.	135,76 €

Precios pvp. por unidad de tubo

Para la tubería de aspiración, el espesor es de 3,2 mm. Por tanto, el diámetro interior de esta tubería es de 121,8 mm.

Se comprueba que la nueva velocidad no ha variado mucho respecto a 1,8 m/s recalculándola con la Ecuación 10, obteniéndose un valor de 2,14 m/s. La velocidad ha variado significativamente, pero sigue siendo un valor correcto para evitar problemas por corrosión.

Para el tramo de impulsión, recalculando la velocidad se obtiene que el nuevo valor es de 2,38 m/s, lo que supone un valor válido.

### Diseño del sistema de bombeo.

A continuación, se procede a calcular la distancia que debe existir entre el punto de captación de agua y la entrada de la bomba. Para poder realizar esto, se debe escoger una bomba y estudiar su curva característica de caudal frente a altura para hallar la distancia a partir de la cual se produce el fenómeno de cavitación. Se han escogido bombas verticales por su mayor eficiencia y su fácil mantenimiento [8].

La bomba elegida es la bomba multietapa CR 90-6 A-F-A-V-HQQV de la casa Grundfos.

Esta bomba de agua tiene una disposición vertical y emplea una tecnología de centrifugación, posee cierre mecánico y es de acero inoxidable, puede alcanzar caudales de hasta 120 m<sup>3</sup>/h fuente de alimentación trifásica y ofrece una presión de hasta 220 m. Esta bomba tiene una potencia de 45 kW y posee un sistema de autocebado.

Seguidamente se procede al cálculo de la presión que deberá ejercer la bomba de aspiración del pozo para conseguir llevar el agua del acuífero hasta la balsa.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Para ello calcularemos la altura manométrica, mediante la siguiente ecuación [11]:

$$H = H_g + P_c + \frac{P_i - P_a}{\gamma} \quad (\text{Ecuación 13})$$

- Dónde:
- $H_g$ : altura geométrica a alcanzar por el fluido, en m. Este término se obtiene sumando la altura geométrica en el tramo de aspiración con la altura geométrica en el tramo de impulsión. Por tanto este término vale 116,5 m.
  - $P_c$ : pérdida de presión debido al paso del agua por las tuberías, en m, tanto en el tramo de aspiración como en el tramo de impulsión.
  - $\frac{P_i - P_a}{\gamma}$ : presión diferencial entre las superficies del líquido en la impulsión y en la aspiración. La presión en la impulsión es la atmosférica y se supondrá que la presión en el pozo también, por tanto este término se anula.

Para calcular la altura debida a las pérdidas, se llevará a cabo el siguiente procedimiento:

- En primer lugar, se haya la longitud equivalente del tramo de tuberías, teniendo en cuenta los distintos elementos que hay en cada conducción:

La longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (116,5 m más 3 m que hay entre el codo y la balsa), más la longitud equivalente debida a la válvula de pie (20 m), más la longitud equivalente debida al difusor de entrada (5 m), más la debida al difusor de salida (5 m), más la debida a la válvula de regulación a la salida (20 m), más la debida a un cono de 90° (2,5 m). Los valores de estas longitudes equivalentes correspondientes a cada accesorio se han extraído de la siguiente tabla, donde se relaciona a cada unidad su longitud equivalente correspondiente:

**Tabla 10. Pérdidas de carga en accesorios [28].**

Diámetro del tubo	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600	700
Curva 90°	0,2	0,3	0,4	0,5	0,7	1	1,2	1,8	2	3	5	5	6	7	8	14	16
Codo 90°	0,3	0,4	0,6	0,7	0,9	1,3	1,7	2,5	2,7	4	5,5	7	8,5	9,5	11	19	22
Cono difusor	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Válvula de pie	6	7	8	9	10	12	15	20	25	30	40	45	55	60	75	90	100
Válvula de retención	4	5	6	7	8	9	10	15	20	25	30	35	40	50	60	75	85
V. Compuerta Abierta	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	1	1	1,5	2	2	2	2,5	3	3,5	4	5
V. Compuerta 3/4 Abierta	2	2	2	2	2	2	4	4	6	8	8	8	10	12	14	16	20
V. Compuerta 1/2 Abierta	15	15	15	15	15	15	30	30	45	60	60	60	75	90	105	120	150

Se obtiene una longitud equivalente en el tramo de 172 m. A continuación, con la siguiente tabla donde se expresa las pérdidas por cada 100 m de tubería de PVC, se calcula la altura total de pérdidas en función del caudal a trasegar y el DN:

Tabla 11. Pérdidas de carga en tuberías de PVC [28].

Q(l/h)	Diámetro interior de la tubería en mm.																															
	14	19	25	32	38	50	63	75	89	100	125	150																				
Metros de columna de agua por 100 m de recorrido recto																																
500	8,9	2,1	0,6																													
800	20,2	4,7	1,3	0,4																												
1000	29,8	7	1,9	0,6																												
1500		14,2	3,9	1,2	0,5																											
2000			23,5	6,4	2	0,9																										
2500				9,4	2,9	1,3	0,4																									
3000					13	4	1,8	0,5	0,2																							
3500						17	5,3	2,3	0,6	0,2																						
4000							21,5	6,6	2,9	0,8	0,3	0,1																				
4500								8,2	3,6	1	0,3	0,1																				
5000									9,8	4,3	1,2	0,4	0,2																			
5500										11,6	5,1	1,4	0,5	0,2																		
6000											13,5	6	1,6	0,5	0,2																	
6500												15,5	6,9	1,9	0,6	0,3																
7000													17,7	7,8	2,1	0,7	0,3															
8000														22,4	9,9	2,7	0,9	0,4	0,2													
9000																12,1	3,3	1,1	0,5	0,2												
10000																	14,6	4	1,3	0,6	0,3	0,1										
12000																		20,1	5,5	1,8	0,8	0,4	0,2									
15000																			29,7	8,1	2,7	1,2	0,5	0,3								
18000																				11,1	3,7	1,6	0,7	0,4	0,1							
20000																					13,3	4,5	1,9	0,9	0,5	0,2						
25000																						19,7	6,6	2,9	1,3	0,7	0,3					
30000																							9	4	1,8	1	0,3	0,1				
35000																								11,8	5,2	2,3	1,3	0,5	0,2			
40000																								15	6,5	2,9	1,7	0,6	0,2			
45000																									18,4	8	3,6	2	0,7	0,3		
50000																									9,7	4,3	2,5	0,9	0,4			
60000																										13,3	5,9	3,4	1,2	0,5		
70000																											7,7	4,4	1,5	0,6		
80000																												10,4	5,6	1,9	0,8	
90000																													12,9	7,3	2,4	1
100000																														8,9	2,9	1,2
125000																															4,5	1,8
150000																															6,3	2,6
175000																															8,4	3,5
200000																															10,7	4,4
250000																																6,7
300000																																9,3

Para otras tuberías recomendamos multiplicar los valores obtenidos en la tabla por los siguientes coeficientes:  
 Tuberías de fibrocemento: 1,2  
 Tuberías de hierro galvanizado: 1,5

Como el diámetro interior de esta tubería es de 121,8 mm, interpolando se obtiene que cada cada 100 m de tubería de PVC de diámetro interior de 121,8 mm existen 3,03 m de pérdidas, por relación proporcional, en una tubería de las mismas condiciones pero de 172 m habrá 5,21 m de pérdidas. Sumando todos los valores, se obtiene que la altura que tiene que proporcionar la bomba para las tuberías que se han especificado es de 116,5 + 5,21 = 121,71 m y el caudal que deberá ofrecer es de 90 m<sup>3</sup>/h. Si se pasa la presión expresada en metros a bares, aplicando la siguiente fórmula:

$$P = h \cdot g \cdot \rho \quad (\text{Ecuación 14})$$

- Dónde:
- P: presión en Pa.
  - h: altura proporcionada en m.
  - g: gravedad, 9,81 m/s<sup>2</sup>.
  - ρ: densidad del agua de mar, 1020 kg/m<sup>3</sup>.

Se obtiene un valor de presión a proporcionar por la bomba de 12,02 bares. A continuación se muestra la curva altura y caudal de la bomba seleccionada, comprobando que cumple las especificaciones:

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

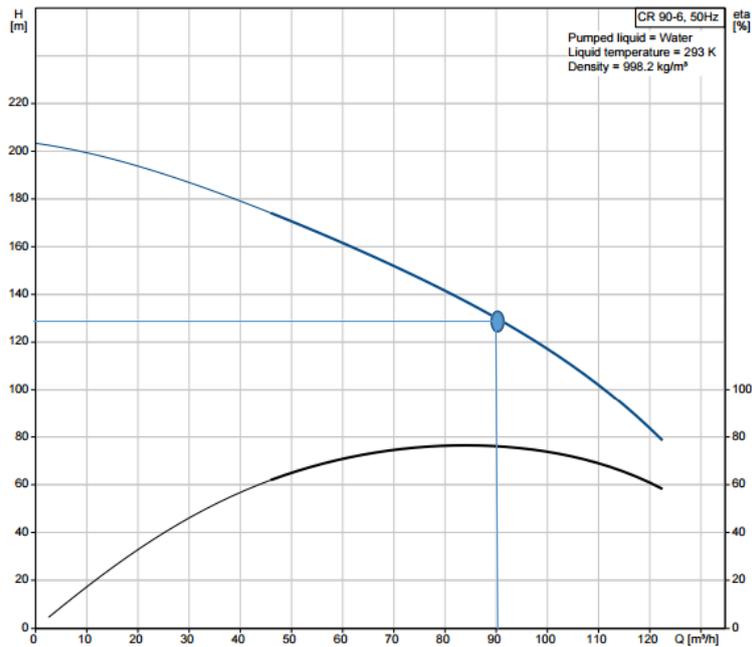


Figura 11. Curva de la altura y caudal de la bomba CR 90-6 [29].

Ahora, para evitar problemas de cavitación, se calcula la altura a la que tendrá que instalarse la bomba respecto del agua del pozo. La bomba funciona creando un descenso de presión en la entrada del rodete que permite impulsar el agua hacia la salida. Esta bajada de presión tiene un límite, y este límite lo marca la presión de vapor del líquido a la temperatura a la que se encuentra durante el bombeo.

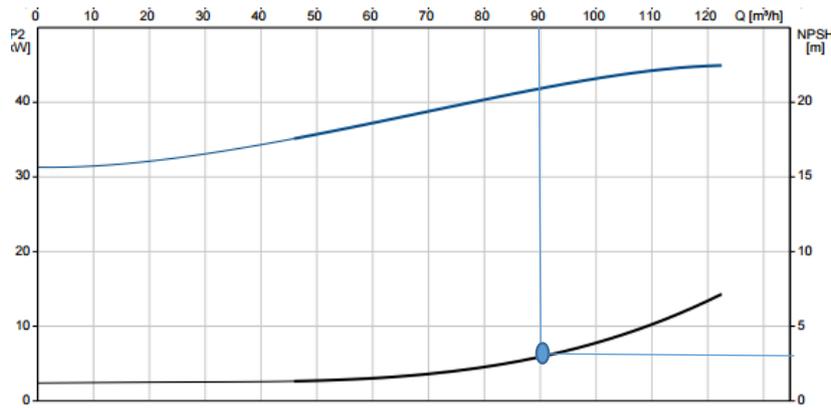
Por otro lado, si el vacío que se origina en la aspiración de la bomba es tal que queda por debajo de la presión de vapor del agua, se evapora, creándose burbujas de vapor. Estas burbujas cuando colapsan generan altas presiones, ocasionando picaduras, vibraciones y ruidos que acaban ocasionando graves daños mecánicos en la bomba. Este es el fenómeno de la cavitación. Para evitar este fenómeno, existe una relación que asegura que una bomba funciona correctamente. Para ello es necesario que el NPSH (altura neta positiva de aspiración) de la instalación sea mayor que el NPSH requerido en todo el rango de funcionamiento de la bomba [11]:

$$\text{NPSH}_d \geq \text{NPSH}_r + 0,5 \quad (\text{Ecuación 15})$$

Dónde: - 0,5 es un margen de seguridad de 0,5 metros.

El  $\text{NPSH}_r$  se extrae del siguiente gráfico, proporcionado por el fabricante:

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar



**Figura 12. Curva NPSH<sub>r</sub> y caudal de la bomba CR 90-6 [29].**

Para un caudal de 90 m<sup>3</sup> el valor de NPSH<sub>r</sub> es de 2,5 m aproximadamente.

El NPSH<sub>d</sub> se calcula de la siguiente forma:

$$NPSH_d = \frac{P_a}{\gamma} - H_a - P_{c_a} - \frac{P_v}{\gamma} \quad (\text{Ecuación 16})$$

- Dónde:
- P<sub>a</sub>: presión en el nivel de aspiración.
  - H<sub>a</sub>: altura geométrica.
  - P<sub>ca</sub>: pérdidas de la conducción en aspiración.
  - P<sub>v</sub>: presión de vapor.

Se observa que NPSH<sub>d</sub> ≥ 3 m, despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{c_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 3$$

Despejando valores:

- $\frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,33 \text{ m}$
- P<sub>ca</sub> = 5,21 m (se han contabilizado todas las pérdidas y no solo las de aspiración para asegurarse y hacerlo más restrictivo).
- El efecto de la salinidad sobre el agua supone la reducción de presión de vapor de la solución. Por tanto la presión de vapor del agua salada en el mar es menor en 2 % un que la presión de vapor del agua pura a la misma temperatura [17]. De bibliografía [18], se obtiene que la presión de vapor del agua pura a temperatura ambiente (20 °C) es de 2339,3 Pa.

$$\frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 \text{ Pa} \cdot 0,98}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,23 \text{ m}$$

Así pues:

$$H_a \leq 10,33 - 5,21 - 0,23 - 3 \leq 1,89 \text{ m}$$

La bomba debe estar como máximo a una distancia de 1,89 desde el punto de aspiración. Se pondrá a una distancia de 1,75 m para evitar el contacto con el agua.

Respecto a las válvulas, la elección escogida es la válvula reguladora de la casa Mival DN = 125 mm . Esta válvula es de tipo mariposa. Puede trabajar a presiones entre 6 y 16 bares, así como caudales entre 24 y 2496 m<sup>3</sup>/h.

### **Diseño de la balsa y medidores.**

En referencia ya a la balsa, en la actualidad existen balsas prefabricadas de hormigón que pueden satisfacer nuestras necesidades. Se escoge la balsa prefabricada de hormigón de la casa Forpol. Esta balsa consiste en un depósito de una sola pieza de hormigón armado, se caracteriza por no tener juntas, por instalarse a nivel de suelo y por ser hormigón impermeabilizado. Su capacidad total es de 100 m<sup>3</sup>. Posee una altura de 3 m y un diámetro de 6,6 m. Si así se desea, se puede instalar a nivel de suelo o realizar un montaje subterráneo (para el cual solo se necesita una cama de arena proveniente de la propia excavación). La balsa estará a nivel de suelo.

Una vez elegida la balsa prefabricada de hormigón, se procede a la elección de los equipos de medida para cuantificar los parámetros característicos del agua. Los equipos son los siguientes:

- Medición de pH:

Controlador HI 500 de la casa Hanna Instruments de medición en continuo. Mediante este equipo se pueden realizar medidas en continuo (junto a una sonda) de pH. Es un controlador pH/ORP con 2 puntos de consigna, con ciclo de limpieza automática del electrodo. Tiene un control ON-OFF, PID y salidas 4-20 mA y RS-485. Es capaz de registrar hasta 100 datos.

Para la sonda se escoge la sonda HI 1090 de la casa Hanna Instruments de medición en continuo. Es un electrodo de vidrio de fácil limpieza con un cable de 5 m y porta-sondas HI6050 también. Recomendado para presiones de hasta 3 bares y sustancias químicas agresivas. Se ha escogido por sus características ante las sustancias agresivas.

- Medición de conductividad y TDS:

Controlador HI 700 de la casa Hanna Instruments de medición en continuo. Mediante este equipo se pueden realizar medidas en continuo (junto a una sonda) de conductividad y TDS. El controlador tiene 2 puntos de consigna, y puede medir un rango de 0 a 2000 mS/cm. La conexión ha de hacerse a una sonda inductiva. Para la sonda se ha escogido la sonda HI 7650 de la casa Hanna Instruments de medición en continuo. Es la única sonda del catálogo de conductividad inductiva con un rango de medida de 0 a 2000 mS/cm, por tanto es la que acopla con el controlador. Se incluye un porta-electrodo para balsa modelo HI 60501.

- Medición de la temperatura:

Controlador HI 141 de la casa Hanna Instruments de medición en continuo . Mediante este equipo se pueden realizar medidas en continuo de temperatura. Puede medir un rango de temperaturas desde -40 hasta 125 °C. Registro de hasta 16.000 medidas en intervalos de tiempo programables.

La balsa también necesita un agitador para homogeneizar los reactivos que se añadan. Se ha escogido el modelo de agitador industrial serie VFR de la casa FluidMix. Este agitador se instalará en la parte superior del depósito. El motor tiene una potencia de 13 kW y gira a una velocidad de 40 rpm, con perfil alabeado axial tripala tipo S. Posee una longitud de eje de hasta 12 m. El eje y la hélice son de acero inoxidable AISI 316.

En referencia a los ensayos, será necesario un análisis microbiológico para conocer la cantidad y tipo de microorganismos presentes. Los métodos comúnmente empleados son el recuento microscópico y los basados en la siembra de métodos de cultivo. Por otro lado, también habrá que realizar un de “fouling”, mediante el proceso explicado en el apartado correspondiente. Para cuantificar el “scaling”, hay que hacer el cálculo que también se ha explicado anteriormente.

## 15.2. Anexo II: Pretratamiento y proceso de membranas.

La siguiente tarea es diseñar el sistema de bombeo que va desde la balsa hasta el filtro de arena (sistema de pretratamiento). Se procederá a realizar unos cálculos similares a los cálculos del anexo anterior. Se emplearán tuberías de PVC también de la casa Dimasa. El caudal a aspirar será de 333 m<sup>3</sup>/h. De esta forma, se consigue mantener un volumen constante en la balsa a partir del momento en el cual se conecta la bomba de aspiración de la balsa que lleva al filtro y la bomba de aspiración de la balsa que lleva a la dilución de la salmuera. Como las velocidades del fluido dentro de las tuberías han de estar comprendidas en el mismo rango que para el sistema de captación, la parte del diseño de las tuberías es parecido.

Para evitar las incrustaciones en los distintos elementos de la planta, como tuberías, válvulas, bombas, etc. se va a emplear un reactivo químico antiincrustante. El tipo de antiincrustante empleado es el producto Vitec 1000 de la casa Avista Technologies [13], es un líquido que no perjudica en la salubridad del agua desalada y se aplica en dosis de 2 ppm. Como el agua de mar a captar es de 450 m<sup>3</sup>/h, y posee una densidad de 1,19 kg/L se necesitará:

$$2 \frac{mg}{L} \cdot \frac{1 kg}{10^6 mg} \frac{450000L}{h} \cdot \frac{1 L}{1,19 kg} = 0,9 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1 L}{1,19 kg} = 0,75 \frac{L}{h} \text{ de antiincrustante}$$

También, para evitar problemas de biofouling, se añadirá una dosis de 0,2 ppm de metabisulfito sódico de la casa Echemi, producto que tampoco resulta nocivo en esta concentración. Para una cantidad de 450 m<sup>3</sup>/h de agua de mar:

$$0,2 \frac{mg}{L} \cdot \frac{1 kg}{10^6 mg} \frac{450000L}{h} = 0,09 \frac{kg}{h} \text{ de metabisulfito}$$

### Dimensionado de las tuberías.

A partir de la Ecuación 12, se calcula el diámetro que deberán tener las tuberías que comunican la balsa Bs1 con la bomba B2 (o B9, el diseño es idéntico para los dos casos) y con el filtro F1 (o F3) hasta las bifurcaciones de los bastidores.

- En el tramo de aspiración:  
Q = 333 m<sup>3</sup>/h = 0,093 m<sup>3</sup>/s

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,093 \frac{m^3}{s}}{\pi \cdot 1,8 \frac{m}{s}}} = 0,256 m = 256 mm$$

Como no existen tuberías de este diámetro, se escoge una tubería de tamaño DN = 250 mm con espesor de 4,5 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene una velocidad del fluido de 1,96 m/s, valor que se encuentra dentro del rango.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- En el tramo de impulsión:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,093 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,217 \text{ m} = 217 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de DN = 250 mm con espesor de 4,5 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene la misma velocidad de 1,96 m/s, correcta para el tramo de impulsión.

En la bifurcación, el caudal se divide en 37 corrientes (9 bastidores permanecerán siempre cerrados), por tanto habrá que dimensionar las tuberías para conseguir las velocidades requeridas. El caudal que entra en cada bastidor es de 11,9 m<sup>3</sup>/h.

El diámetro de las tuberías del bastidor viene marcado por el diámetro de las membranas empleadas en los módulos tubulares. Si se calculase como se ha ido haciendo, obtendríamos un diámetro de tubería del bastidor de 41 mm, pero las membranas poseen un diámetro de 60 mm. En este caso la velocidad no nos marca el diámetro, sino el diámetro de las membranas para la corriente de alimento. Se escogen tuberías de DN = 63 mm y espesor 3 mm de la casa Flexiplas, ya que la casa Dimasa no dispone de este tamaño. El diámetro de la tubería a la entrada de cada módulo tubular de membranas será también de DN = 63.

A continuación procedemos al diseño a la salida de los módulos y bastidores:

- Corriente de salmuera

En la salida de la salmuera de cada módulo, se empleará también un DN = 63 mm.

Cada una de estas tuberías (37 en total, una por módulo) irán a parar a una tubería colectora de todo el caudal de salmuera producido en ese bastidor. Por tanto, el caudal total que viaja por esta será de 8,4 m<sup>3</sup>/h (caudal de salmuera obtenido en el bastidor) y también tendrá un DN = 63 mm.

Para acabar con el diseño de las tuberías, por último se tiene un colector común a todos los bastidores que comunica la salida de la salmuera de éstos con la entrada al depósito D3. Por esta tubería colectora fluirá un caudal total de 233,5 m<sup>3</sup>/h. Así pues, deberá tener un diámetro de:

$$Q = 233,5 \text{ m}^3/\text{h} = 0,065 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,065 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,181 \text{ m} = 181 \text{ mm}$$

Si se emplean las tuberías de DN = 200 mm y espesor 3,9 mm, se obtiene una velocidad de 2,13 m/s, el cual es un valor aceptable. A continuación aparece un análisis de la instalación para cuantificar los metros de tubería que son necesarios en cada tramo:

Bs1 – B2: Desde el punto donde se toma el agua de la balsa hasta la entrada de la bomba hay 2 m de tubería sumergidos en el agua para bombearla y otro metro más de distancia entre la bomba y la balsa. Se contabiliza 2 veces, para el sistema de filtrado de emergencia. La altura máxima es la distancia desde el punto de toma de agua hasta la superficie en el tramo de aspiración.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

B2 – Bifurcación: A la salida de la bomba, hay 2 metros distancia entre ésta y el filtro, además a continuación hay 7 m de tubería en disposición vertical para alimentar el filtro, luego 4 m de distancia entre el filtro y los bastidores y por último 3 m de ascenso para alimentar los bastidores. En total 16 m, aunque se contabiliza 2 veces por el sistema de filtrado de emergencia. Luego, existe una distancia de separación entre una entrada del bastidor hasta el siguiente de 1,5 m. Al haber 37 bastidores, la distancia total es de 55,5 m. Hace un total de 87,5 m. La altura máxima es la distancia desde la salida de la bomba y la entrada al filtro, 7 m en el tramo de impulsión.

Bifurcación – Tubería del módulo: Para alimentar a cada módulo, en cada bastidor hay un tramo de 6 m (3 m de tubería más otros 3 m dispuestos en paralelo), lo que supone 222 m. A la salida de la salmuera del módulo, el diseño se ha hecho para el mismo tamaño de tubería.

Entrada al módulo – Salida del módulo: Hay una distancia de 20 cm entre el tramo anterior y la entrada al módulo. Como hay 24 módulos en cada bastidor, supone una distancia total de 4,8 m. A la salida de la salmuera del módulo, el diseño se ha hecho para el mismo tamaño de tubería, y como existe también 20 cm de separación entre la salida y la tubería colectora se necesitarán 4,8 m más. Hace un total de 9,6 m por bastidor, para los 37 bastidores son 355,2 m.

Tubería módulo – Colector: Igual que bifurcación – Tubería del módulo

Colector – D3: Existe una distancia de separación entre una salida del bastidor hasta el siguiente de 1,5 m. Al haber 37 bastidores, la distancia total es de 55,5 m. También se contabiliza el tramo desde el colector hasta el depósito D3, que suponen 5 m más.

### **Diseño del sistema de bombeo.**

Para el cálculo de la altura a proporcionar, se utiliza otra vez la Ecuación 13. Destacar que para los cálculos se ha supuesto que la densidad del agua de mar y la salmuera es la misma, ya que no difieren prácticamente.

En el tramo de aspiración, la altura geométrica tiene un valor de 2 m (se mantiene una distancia de 1 m entre el suelo de la balsa y la entrada de agua a la tubería), mientras que en el tramo de impulsión su valor es de 7 m (debido a la elección del filtro que se explicará más tarde, siendo esta la altura máxima que se alcanza en este tramo). El término  $H_g$  valdrá 9 m.

Para calcular la altura debida a las pérdidas, se calculará las pérdidas que hay en cada tramo de tubería de DN distinto.

En el tramo DN = 250 mm, la longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (74,5 m, no se tiene en cuenta el sistema de filtrado de emergencia, puesto que permanecerá desactivado), más la longitud equivalente debida a 3 válvulas de regulación (120 m), más la longitud equivalente debida a dos difusores (10 m), más la longitud equivalente debida a 6 codos de 90° (33 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10.

Se obtiene una longitud equivalente de 237,5 m.

- Ahora se procedería a emplear la Tabla 11 para calcular el valor de las pérdidas, pero si se observa no hay valor de pérdidas para un DN = 250 mm, por tanto se deberán calcular a partir de la ecuación de Darcy – Weisbach (1875) [19]:

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

$$H_{p\acute{e}rdidas} = 0,0826 \cdot \frac{f \cdot L \cdot Q^2}{D^5} \quad (\text{Ecuaci3n 17})$$

- Donde:
- f: coeficiente adimensional de fricci3n.
  - L: longitud de la tubería, en m.
  - Q: caudal, en m<sup>3</sup>/s.
  - D: diámetro de la tubería, en m.

A su vez, el coeficiente de fricci3n depende del númerode Reynolds (Re) y de la rugosidad relativa de las paredes de la tubería:

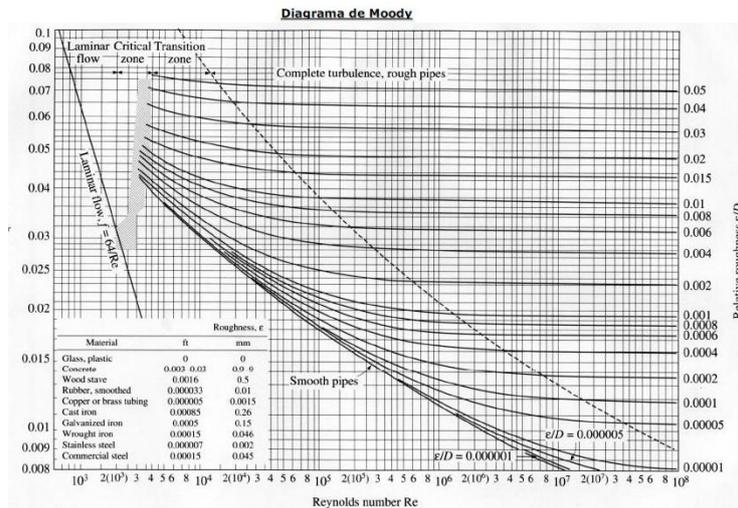
$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ecuaci3n 18})$$

- Donde:
- v: velocidad del fluido, en m/s.
  - D: diámetro de la tubería, en m.
  - ρ: densidad del fluido, en kg/m<sup>3</sup>. Para el agua de mar a temperatura ambiente tiene un valor de 1020 kg/m<sup>3</sup>.
  - μ: viscosidad del fluido, en kg/(m·s). Para el agua de mar a temperatura ambiente tiene un valor de 1,088·10<sup>-3</sup> kg/(m·s) [20].

$$\epsilon_r = \frac{\epsilon}{D} \quad (\text{Ecuaci3n 19})$$

- Donde:
- ε: rugosidad absoluta de la tubería, en el caso del PVC vale 0,0015 mm.
  - D: diámetro de la tubería, en mm.

Una vez calculados el númerode Reynolds (Re) y la rugosidad relativa de las paredes de la tubería se calcula el coeficiente de fricci3n a partir del ábaco de Moody:



**Figura 13. Ábaco de Moody [21].**

Así pues, empleando el procedimiento descrito se obtiene que para el tramo de aspiraci3n:

$$Re = \frac{1,96 \cdot 0,2455 \cdot 1020}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 4,5 \cdot 10^5; \epsilon_r = \frac{0,0015}{245,5} = 6,11 \cdot 10^{-6}$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,013 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 17:

$$H_{p\acute{e}rdidas1} = 0,0826 \cdot \frac{0,013 \cdot 237,5 \cdot 0,093^2}{0,2455^5} = 2,47 \text{ m}$$

Para el tramo de tubería de DN = 200 mm, el valor total de la longitud equivalente se corresponde a la suma de la longitud real de la tubería (60,5 m), más una válvula de regulación (30 m), en total 90,5 m.

Se procede a calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa:

$$Re = \frac{2,13 \cdot 0,1961 \cdot 1020}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 3,9 \cdot 10^5; \varepsilon_r = \frac{0,0015}{196,1} = 7,65 \cdot 10^{-6}$$

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,014 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 17:

$$H_{p\acute{e}rdidas2} = 0,0826 \cdot \frac{0,014 \cdot 90,5 \cdot 0,065^2}{0,1961^5} = 1,52 \text{ m}$$

Para calcular las pérdidas el tramo que queda, se puede volver a emplear el procedimiento explicado en el Anexo I para el cálculo de las pérdidas mediante las Tablas 10 y 11.

Para el tramo de tubería de DN = 63 mm, el valor total de la longitud equivalente se corresponde con la suma de la longitud real (solo 604,8 m, porque 194,4 m están de reserva y no llevarán líquido), más la longitud equivalente de 28 válvulas reguladoras (interpolando  $9,87 \text{ m} \times 28 = 276,36 \text{ m}$ ), más la longitud equivalente de 28 válvulas de retención o antirretorno (interpolando  $7,87 \text{ m} \times 28 = 220,36 \text{ m}$ ), que son el número de válvulas que formarán parte del proceso durante la desalación, ya que las otras estarán totalmente cerradas. En total suma 1101,52 m.

Mediante la Tabla 11, se obtienen las pérdidas totales en este tramo. Pero hay que tener en cuenta que la tabla depende del caudal, y no circula siempre el mismo caudal por las tuberías de DN = 63 mm.

- En el tramo bifurcación – tubería de módulo se tiene 664,72 m de longitud equivalente a un caudal de 11,9 m<sup>3</sup>/h, lo que supone unas pérdidas de (interpolando) 11,76 m.
- En el tramo entrada del módulo – salida del módulo, las pérdidas son pequeñas y se pueden despreciar (del orden de 10<sup>-3</sup>).
- En el tramo tubería del módulo – colector se tiene 168 m de longitud equivalente a un caudal de 8,4 m<sup>3</sup>/h, lo que supone unas pérdidas de (interpolando) 1,68 m.

Haciendo un total de 13,44 m de pérdidas en este tramo.

Pero también hay que tener en cuenta que el filtro necesita una presión para realizar su función de 5 kg/cm<sup>2</sup> (el dato se muestra más tarde). Haciendo el cambio de unidades:

$$5 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \cdot 10^4 \cdot \frac{\text{cm}^2}{\text{m}^2} \cdot 9,81 \frac{\text{N}}{\text{kg}} = 490500 \text{ Pa}; 490500 \text{ Pa} \cdot \frac{1 \text{ bar}}{101325 \text{ Pa}} = 4,84 \text{ bares}$$

Empleando la ecuación 23 esto supone 49 m.

Sumando todo se obtiene:

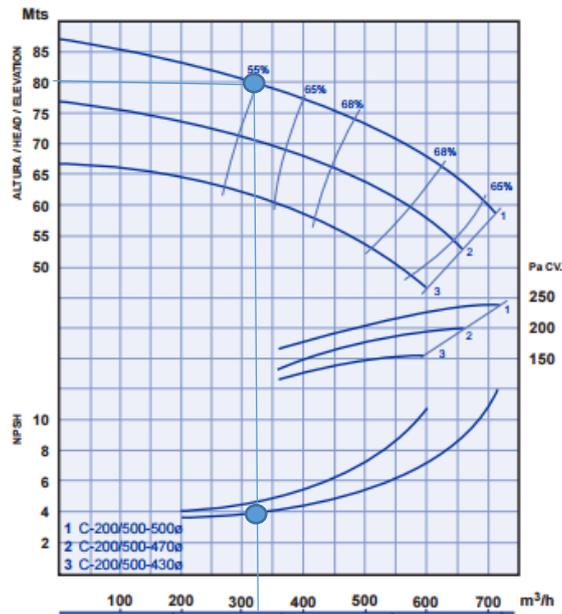
Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- Pérdidas en el tramo DN = 250 mm: 2,47 m
- Pérdidas en el tramo DN = 200 mm: 1,52 m
- Pérdidas en el tramo DN = 63 mm: 13,44 m
- Filtro: 49 m.

La altura total que debe proporcionar la bomba es de:

$$H = 9 + 66,46 = 75,46 \text{ m. Aproximadamente } 76 \text{ m.}$$

De acuerdo con las especificaciones ( $Q = 333 \text{ m}^3/\text{h}$  y  $H = 76 \text{ m}$ ), se escoge el modelo C-200/500 de la casa bombas Omega. Se selecciona este modelo dado que ofrece un menor  $NPSH_r$  para el bombeo del mismo caudal. A continuación se muestra la curva altura y caudal de la bomba seleccionada, comprobando que cumple las especificaciones:



**Figura 14. Curva de la altura y caudal de la bomba C-200/500 [16].**

Seguidamente se comprueba que no existen problemas de cavitación: El  $NPSH_r$  se extrae del anterior gráfico proporcionado por el fabricante, para un caudal de  $333 \text{ m}^3/\text{h}$  el valor de  $NPSH_r$  es de 4 m aproximadamente. El  $NPSH_d$  se calcula con la Ecuación 16.

Se observa que  $NPSH_d \geq 4,5 \text{ m}$ , despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{c_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 4,5$$

Despejando valores:

$$- \frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,33 \text{ m}$$

$$- P_{c_a} = 0,31 \text{ m, calculado a partir de la ecuación de Darcy - Weisbach.}$$

$$- \frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 \text{ Pa} \cdot 0,98}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,23 \text{ m}$$

Así pues:

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

$$H_a \leq 10,33 - 0,31 - 0,23 - 4,5 \leq 5,29 \text{ m}$$

La bomba debe estar como máximo a una distancia de 5,2 m desde el punto de aspiración. Se pondrá a una distancia de 2 m, o sea en tierra pero fuera de la balsa. No hay problemas de cavitación.

Para las válvulas reguladoras, se emplearán también las válvulas de la casa Mival, como en el sistema de captación de agua de mar, teniendo en cuenta que hay distintos tramos de tubería y por tanto distintos diámetros nominales de válvula:

Existen modelos desde DN = 40 mm hasta DN = 300 mm. Por tanto se empleará el mismo tipo de válvula que en el sistema de captación para los tramos de tubería con DN = 250 mm, DN = 200 mm y DN = 63 mm.

En el caso de las válvulas antirretorno, se emplea el modelo de válvula de retención de la casa Salvador Escoda. Esta válvula de retención es de PVC de cierre tipo bola. La bola también es de PVC, soporta una presión máxima de 10 bares y temperaturas máximas de 60 °C. Las juntas son de EPDM y tiene un DN de 63 mm.

### **Sistema de pretratamiento.**

Para el filtro de arena, que realizará el pretratamiento del agua, se propone emplear el filtro de arena tipo ABSWF de la casa Sereco.

Este filtro cumple con las especificaciones exigidas y además posee el sistema de autolavado del filtro. Tiene una altura de 7 m, un diámetro de 1,6 m y puede filtrar 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> de agua a una velocidad de 7 m/h al trabajar bajo una presión de 5 kg/cm<sup>2</sup>.

El sistema de autolavado supone un ahorro en el diseño de un sistema de lavado y por consiguiente un descenso de costes, lo cual supone un factor determinante.

Aplicando la presión a la cual trabaja, nos permite permear 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> de agua, como tiene un diámetro de 1,6 m, el área transversal del depósito será, aplicando la Ecuación 20, igual a 2,01 m<sup>2</sup>. Esto quiere decir que puede permear 20,1 m<sup>3</sup> de agua a una velocidad de 7 m/h. Al poseer un filtro monocapa de 0,5 m aproximadamente de espesor, esta velocidad es más que suficiente para filtrar el caudal de agua bombeada desde la balsa, pudiendo realizar el proceso de forma continua.

### **Diseño del sistema de membranas.**

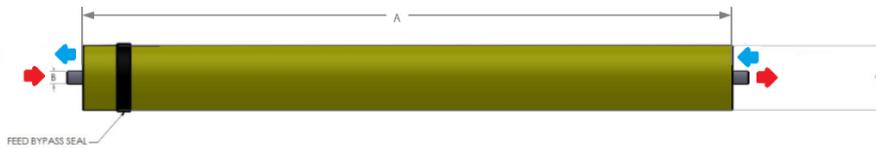
La membrana que se ha seleccionado para esta aplicación se denomina OD 2540 y se ha seleccionado en base a las características de la membrana HIT OsMem™ 2521FO-CTA-CS-3H. Presenta las siguientes características:

- Rechazo de sales: 99 %.
- Área activa de membrana: 3 m<sup>2</sup>.
- Flux de permeado: 10 L/(m<sup>2</sup>·h) bajo una diferencia de presión osmótica entre la disolución de arrastre y el alimento de 1M de NaCl.
- Recuperación: 6%.
- Tipo: Membrana de triacetato de celulosa con soporte de cama.
- Máxima temperatura de operación: 43 °C.
- Mínima presión transmembranaria: 35 kPa.

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- Rango de trabajo de pH: de 3 a 8.
- Máxima cantidad de cloro: 2 ppm.

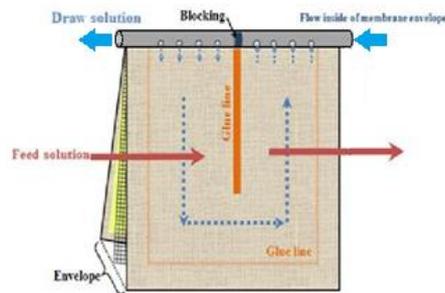
La membrana se representa en la siguiente figura:



**Figura 15. Membrana OD 2540 [9].**

Donde las medidas son  $A = 483$  mm,  $B = 19$  mm,  $C = 60$  mm. La flecha roja de entrada indica la entrada de agua de mar y la salida de la salmuera. La flecha azul indica la entrada de disolución de arrastre y la salida de disolución de arrastre diluida.

Como se puede observar, la configuración de arrollamiento en espiral en las membranas de OD es distinta a las membranas de OI. Mientras que en éstas últimas solo hay 3 corrientes (alimento, concentrado y permeado) y el alimento fluye a través del conducto delimitado en el dibujo como B, en el caso de la OD se disponen de 4 corrientes (alimento, concentrado, disolución de arrastre y disolución de arrastre diluida) y es la disolución de arrastre la que fluye a través del conducto delimitado en el dibujo como B. En el siguiente esquema se observa mejor este apunte:



**Figura 16. Configuración de las membranas de arrollamiento en espiral de OD [10].**

Habrá que vigilar que el agua no supere un pH de 8, y si lo hace tomar las medidas pertinentes, como acidificar el agua o aumentar la temperatura sin exceder el límite de operación (provoca un aumento de la acidez). Se ha elegido esta opción porque varios estudios indican que las membranas de CTA hechas por HTI son idóneas para aplicaciones de OD [2].

Para conseguir este flux de permeado, será necesario cierto gradiente de presión osmótica, que se calculará en el Anexo IV: Preparación de la disolución de arrastre. De momento, los cálculos se han realizado partiendo de la base que se consigue el gradiente de presión osmótica. El diseño propuesto consiste en 28 bastidores (en total hay 37 pero 9 se mantienen de reserva). Cada uno de estos bastidores contiene 24 tubos conectados en paralelo. A su vez, en el interior de cada tubo o módulo encontramos 5 membranas en serie.

Se procede a realizar los cálculos de un solo tubo, a partir de los siguientes datos:

- Cada membrana tiene un flux de permeado de  $10 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , como se dispone de  $3 \text{ m}^2$  de área de membrana efectiva, supone un caudal de  $30 \text{ L}/\text{h} = 0,03 \text{ L}/\text{h}$ .

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- La recuperación o factor de recuperación de volumen es en media del 6 %.

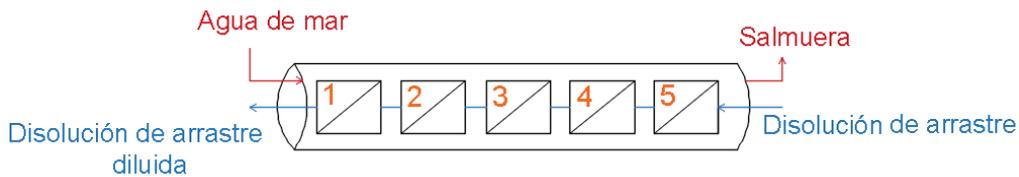
$$0,06 = \frac{0,03 \text{ L/h}}{\text{Caudal de alimento}}$$

Lo que supone un caudal de alimento de 0,5 L/h.

- El caudal de disolución de arrastre se ha dimensionado para que sea igual al de alimento, 0,5 L/h.

Se va a operar en contracorriente, para asegurar que en todos los elementos existe la misma fuerza impulsora y así poder tomar esa suposición.

Se presenta un esquema para visulaizar mejor los cálculos:



**Figura 17. Esquema del tubo de membranas.**

- Corriente de alimento (agua de mar):  
 $Q_A = 0,5 \text{ m}^3/\text{h}; \quad C_A = 37 \text{ g/L}$ .
- Corriente disolución de arrastre:  
 $Q_{DA} = 0,5 \text{ m}^3/\text{h}; \quad C_{DA} = 0 \text{ g/L}$  (concentración en sales).
- Corriente disolución de arrastre diluida:  
 $Q_{DD} = 0,5 + 0,03 \cdot 5 = 0,65 \text{ m}^3/\text{h}$ . Se corresponde a l caudal de la disolución de arrastre más al caudal permeado por las 5 membranas.  
 $C_{DA} = \text{aproximadamente } 0 \text{ g/L}$  (existe un rechazo de sales del 99 %).
- Corriente salmuera: se debe calcular.

Para conocer la composición y el caudal de la corriente de salmuera, se procede a realizar 2 balances de materia en estado estacionario (se considera un proceso continuo y no se van a contemplar los periodos de puesta en marcha y paradas en los cálculos), uno total y otro al componente sal. En los balances de materia se tienen en cuenta las entradas y salidas. En este proceso, no existen reacciones químicas y la acumulación se considera despreciable. Por tanto:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas} + \text{Acumulación} - \text{Generación} \quad (\text{Ecuación 20})$$

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

Se plantea el balance de materia total:

$$Q_A + Q_{DisArrastre} = Q_{DDiluida} + Q_{Salmuera}$$

Es lo mismo que decir que:

$$Q_A = Q_{Salmuera} + Q_{Permeado} \quad \rightarrow \quad Q_{Salmuera} = Q_A - Q_{Permeado}$$

A la vista del esquema anterior, se observa que la corriente de alimento se va concentrando porque va perdiendo agua sin sal, que permea hacia el otro compartimento. Hay que aplicar esta ecuación a cada una de las membranas del tubo. De esta forma se obtiene:

$$Q_{Salmuera} = 0,5 - 0,03 \cdot 5 = 0,35 \text{ m}^3/\text{h}$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Este es el caudal de salmuera que se obtiene por tubo. Para calcular la concentración, del balance de materia al componente sal:

$$Q_A \cdot C_A + Q_{DisArrastre} \cdot C_{Dis.Arrastre} = Q_{DDiluida} \cdot C_{DDiluida} + Q_{Salmuera} \cdot C_{Salmuera}$$

Donde:  $- Q_{DisArrastre} \cdot C_{Dis.Arrastre} = 0.$

$$- Q_{DDiluida} \cdot C_{DDiluida} \cong 0.$$

Solo queda despejar  $C_{Salmuera}$ :

$$C_{Salmuera} = \frac{0,5 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 37\text{g/L}}{0,35 \text{ m}^3/\text{h}} = 52,86 \text{ g/L}$$

Para terminar, como son necesarios 100 m<sup>3</sup>/h de permeado (2300 m<sup>3</sup>/día) y cada tubo proporciona un caudal de permeado de 0,15 m<sup>3</sup>/h:

$$\frac{100 \text{ m}^3/\text{h}}{0,15 \text{ m}^3/(\text{h} \cdot \text{tubo})} = 666,6 \text{ tubos}$$

La instalación de membranas debe tener 667 tubos de 5 membranas en serie. Los tubos irán organizados en bastidores. Normalmente un bastidor es capaz de albergar 24 tubos en paralelo, así que serán necesarios:

$$\frac{667 \text{ tubos}}{24 \text{ tubos/bastidor}} = 27,79 \text{ bastidores}$$

Si se redondea, son 28 bastidores. Se instalarán también 9 bastidores extras como reserva. Esto supone que en total a instalación tendrá 37 bastidores, con un total de 888 tubos de 5 membranas en serie. Los tubos empleados serán de la marca AXEON modelo 2540 de 5 membranas, para los bastidores se encargarán fabricar modelos de bastidores de acero inoxidable que contengan 24 módulos por bastidor.

### **15.3. Anexo III: Limpieza de membranas.**

En este anexo se presentan los cálculos realizados para el sistema de limpieza de membranas.

#### **Preparación de la disolución ácida para la limpieza.**

Cuando sea necesario realizar la limpieza, en el depósito D2 se preparará una disolución ácida de ácido acético de 35 m<sup>3</sup>. Habrá que añadir la cantidad de ácido acético correspondiente para conseguir que la disolución tenga un pH = 4. Es importante que se consiga este valor y no excederse, porque el límite de acidez de las membranas es pH = 3. La disolución ácida permite arrastrar las sales precipitadas durante el proceso de desalación.

La reacción que se llevará a cabo es la siguiente:



Con un  $K_a = 1,75 \cdot 10^{-5}$ .

Como se desea obtener una disolución de pH = 4, la concentración de  $[H_3O^+]$  deberá de ser:

$$[H_3O^+] = 10^{-pH} = 10^{-4} \text{ M} \quad (\text{Ecuación 21})$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

A continuación se plantea el equilibrio, donde  $x$  representa la concentración inicial de ácido acético:

**Tabla 12. Equilibrio**

	$CH_3COOH$	+	$H_2O$	$\leftrightarrow$	$CH_3COO^-$	+	$H_3O^+$
C. Inicial (M)	$x$						
C. Equilibrio (M)	$x - 10^{-4}$				$10^{-4}$		$10^{-4}$

El equilibrio se puede expresar:

$$K_a = \frac{[CH_3COO^-] \cdot [H_3O^+]}{[CH_3COOH]} \quad (\text{Ecuación 22})$$

Donde la concentración de agua está englobada en la constante de equilibrio. Despejando:

$$1,75 \cdot 10^{-5} = \frac{10^{-4} \cdot 10^{-4}}{x - 10^{-4}} \quad \rightarrow \quad x = \frac{10^{-4} \cdot 10^{-4}}{1,75 \cdot 10^{-5}} + 10^{-4} = 6,71 \cdot 10^{-4} \text{ M}$$

Como la densidad del ácido acético es  $1,049 \text{ g/cm}^3$  y el peso molecular es  $60 \text{ g/mol}$ , se puede calcular el volumen de ácido acético necesario para conseguir un volumen de disolución de  $35 \text{ m}^3$  a  $\text{pH} = 4$ .

$$\text{moles } CH_3COOH = [CH_3COOH] \cdot 35000 \text{ L} = 23,49 \text{ moles}$$

$$\text{masa } CH_3COOH = \text{moles } CH_3COOH \cdot 60 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 1409 \text{ gramos}$$

$$\text{volumen } CH_3COOH = \frac{\text{masa } CH_3COOH}{1,049 \text{ g/cm}^3} = 1343 \text{ cm}^3 \cong 1,34 \text{ L}$$

Para preparar la disolución de limpieza de  $\text{pH} = 4$  hay que añadir  $1,34 \text{ L}$  de ácido acético a  $35 \text{ m}^3$  de agua sin sal.

### **Dimensionado de las tuberías.**

Las tuberías referentes al sistema de membranas son las del anexo anterior, puesto que se comparte la misma conducción. Solo hay que diseñar la tubería que conecta la salida del sistema de membranas con la bifurcación de entrada al sistema de membranas. Por este circuito van a fluir dos líquidos: una disolución ácida de ácido acético y agua sin sal. Para estos fluidos, una velocidad de circulación de  $1 \text{ m/s}$  es suficiente para que fluya correctamente.

A partir de la Ecuación 12, se calcula el diámetro que deberán tener las tuberías que comunican el depósito D2 con la bomba B3 hasta las bifurcaciones de los bastidores.

$$Q = 30 \text{ m}^3/\text{h} = 8,33 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,33 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 1 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,103 \text{ m} = 103 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de  $\text{DN} = 110 \text{ mm}$  con espesor de  $3,2 \text{ mm}$ . De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene una velocidad de  $0,93 \text{ m/s}$ .

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

La longitud total a emplear de esta tubería es igual a la suma de 2 m desde la salida del depósito hasta la bifurcación, 62 m desde la salida del sistema de membranas hasta el filtro y 6 m de altura que tiene el depósito, para completar el circuito. En total 70 m.

### **Diseño del sistema de bombeo.**

Para el cálculo de la altura a proporcionar, se utiliza otra vez la Ecuación 13. La altura geométrica en este caso se corresponde con la altura que tienen los bastidores, puesto que es la cota más alta que se alcanza en el circuito. El término  $H_g$  valdrá 4 m.

Para calcular la altura debida a las pérdidas, se calculará las pérdidas que hay en cada tramo de tubería de DN distinto.

En el tramo DN = 110 mm, la longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (70 m), más la longitud equivalente debida a 3 válvulas de regulación (interpolando 51 m), más la longitud equivalente debida a dos difusores (10 m), más la longitud equivalente debida a 6 codos de 90° (interpolando 13,1 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10. Se obtiene una longitud equivalente de 144,1 m.

Mediante la Tabla 11, se obtienen las pérdidas totales en este tramo. Se tiene 144,1 m de longitud equivalente a un caudal de 30 m<sup>3</sup>/h, lo que supone unas pérdidas de (interpolando) 1,04 m.

Para el tramo de DN = 63 mm vamos a considerar despreciables las pérdidas, puesto que el caudal que circulará por ellas es pequeño. La altura total que debe proporcionar la bomba es de:

$$H = 4 + 1,04 = 5,04 \text{ m.}$$

Por tanto la bomba deberá aportar una altura de 5,04 m y un caudal de 30 m<sup>3</sup>/h.

Se ha seleccionado también la bomba vertical de la serie VCC de la casa Bombas Omega, pero modelo C-65/145. A continuación se muestra la curva altura y caudal de la bomba seleccionada, comprobando que cumple las especificaciones:

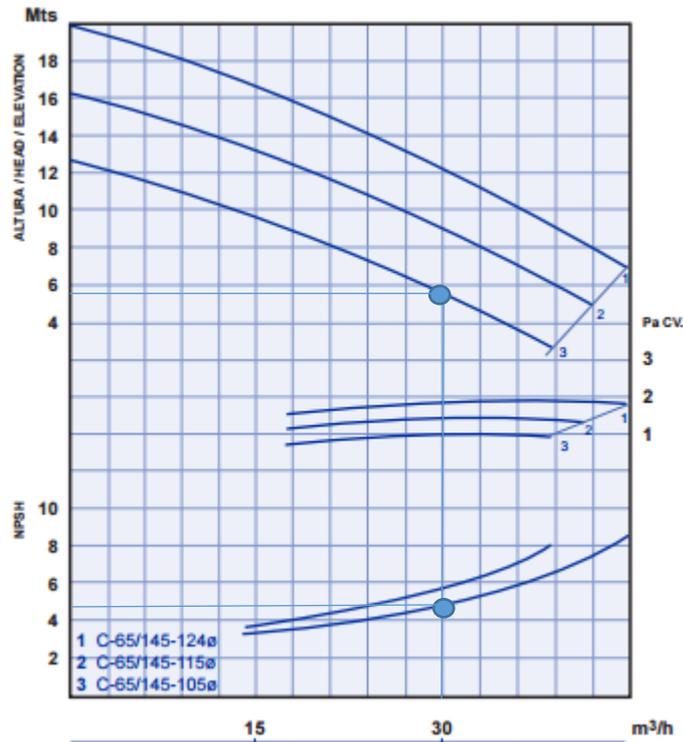


Figura 18. Curva de la altura y caudal de la bomba C-65/145 [16].

Seguidamente se comprueba que no existen problemas de cavitación: El  $NPSH_r$  se extrae del anterior gráfico proporcionado por el fabricante, para un caudal de  $333 \text{ m}^3/\text{h}$  el valor de  $NPSH_r$  es de 5 m aproximadamente. El  $NPSH_d$  se calcula con la Ecuación 16.

Se observa que  $NPSH_d \geq 5,5 \text{ m}$ , despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{C_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 4,5$$

Despejando valores:

$$- \frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,33 \text{ m}$$

- $P_{C_a}$  = el tramo de aspiración tiene una longitud muy pequeña, por lo que se despreciarán estas pérdidas.

$$- \frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 \text{ Pa} \cdot 0,98}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,23 \text{ m}$$

Así pues:

$$H_a \leq 10,33 - 0,23 - 5,5 \leq 4,6 \text{ m}$$

No habrá problemas de cavitación, porque la bomba está a nivel de suelo y no tiene altura de aspiración. Para las válvulas reguladoras, se emplearán también las válvulas de la casa Mival. Existen modelos desde  $DN = 40 \text{ mm}$  hasta  $DN = 200 \text{ mm}$ . Por tanto se empleará este tipo de válvulas para los tramos de tubería con  $DN = 110 \text{ mm}$ .

### **Diseño del depósito.**

Para el depósito, se ha escogido uno del catálogo de la casa Aiqsa. Es un depósito vertical abierto, con sistema de vaciado, de diámetro 3 m y altura 6,11 m con una capacidad para albergar 40 m<sup>3</sup>. La boca inspección puede estar en el lateral o arriba, posee un respiradero y pies de apoyo. El material empleado para su fabricación es poliéster reforzado con fibra de vidrio.

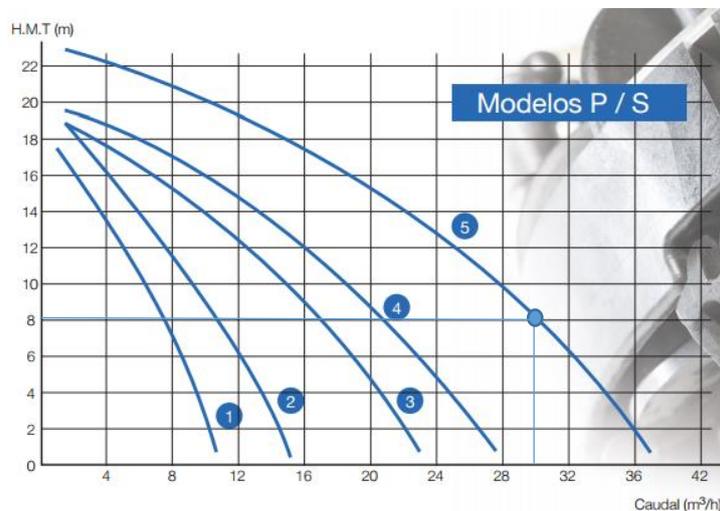
Este depósito necesita también de un sistema de agitación, para la homogeneización de la disolución de limpieza una vez sea preparada. Se empleará otro agitador VFR de la casa FluidMix.

Por otro lado, el depósito debe de estar provisto de medidores de pH y de nivel. Para el medidor de pH, se empleará los mismos equipos que en la balsa Bs1, el controlador HI 500 y la sonda HI 1090 de la casa Hanna Instruments. Las especificaciones del controlador y la sonda se encuentran en el Anexo I: Captación del agua de mar.

Para el medidor de nivel, se ha escogido el medidor de nivel continuo modelo MultiRanger 100 de la casa Lana Sarrate. Este medidor ofrece una medición de nivel por ultrasonidos y se emplea principalmente para la medida de nivel en tanques, suponiendo una solución versátil. Este medidor va acoplado a la pared del depósito. Es compatible con los sensores EchoMax, resistente a la acción de productos químicos. Soporta temperaturas de hasta 145 °C. Puede funcionar con batería o conectado a la red eléctrica, en este caso consume 20 W.

### **Diseño del filtro.**

Antes de que la disolución de limpieza retorne al depósito, se filtra para eliminar las sales precipitadas que se han arrastrado del sistema de membranas. Mediante el siguiente filtro, se consigue eliminar estas sales con un filtrado de 4 micras y además permite bombear el líquido filtrado al depósito gracias a la bomba que lleva incorporada. Se ha escogido el filtro de 4 micras modelo P50 de la casa Siebec. La carcasa de este filtro está fabricada de polipropileno y el filtrado se realiza mediante unos cartuchos plisados L-TECH. Tiene una excelente resistencia a los ácidos, y posee 4 cartuchos con una superficie de filtrado de 20 m<sup>2</sup> cada uno, con una finura de filtrado de 4 micras. La bomba que lleva incorporada presenta la siguiente curva:



**Figura 19. Curva de la bomba del filtro P50 de la casa Siebec [14].**

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Para un caudal de 30 m<sup>3</sup>/h proporciona una altura de 8 m. A continuación se procede a calcular la altura necesaria para este tramo: Para el cálculo de la altura a proporcionar, se utiliza otra vez la Ecuación 13. La altura geométrica en este caso se corresponde con la altura que tiene la boca del filtro para ser llenado. El término  $H_g$  valdrá 2 m. En este tramo de 2 m y DN = 110 mm, la longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (2 m) más la longitud equivalente debida a 2 difusores (10 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10.

Se obtiene una longitud equivalente de 12 m. Mediante la Tabla 11, se obtienen las pérdidas totales en este tramo. Se tiene 12 m de longitud equivalente a un caudal de 30 m<sup>3</sup>/h, lo que supone unas pérdidas de (interpolando) 0,13 m. La altura total que debe proporcionar la bomba es de:

$$H = 2 + 0,13 = 2,13 \text{ m.}$$

La bomba proporciona una altura excesiva sobrepasando en 5,87 bares. Aplicando la ecuación 23 esta presión supone 0,6 bares. El exceso no es muy grande y no supone mayores problemas.

### **15.4. Anexo IV: Preparación de la disolución de arrastre.**

En este anexo se muestran los cálculos realizados para la preparación de la disolución de arrastre, así como los cálculos referentes a la parte del proceso por donde fluyen la disolución de arrastre y la disolución de arrastre diluida y al separador magnético. En primer lugar se muestran los cálculos referentes a la preparación de la disolución de arrastre. Se comienza calculando el peso molecular de las nanopartículas. Se calculará mediante la siguiente ecuación:

$$PM_{np} = X_{magnetita} \cdot PM_{magnetita} + X_{polímero} \cdot PM_{polímero} \quad (\text{Ecuación 23})$$

Donde X representa fracciones molares.

Las nanopartículas de magnetita recubiertas de ácido poliacrílico poseen un 90 % en volumen esférico de magnetita y el recubrimiento supone un 10 % del volumen de la esfera [15]. Como se van a emplear partículas de diámetro 100 nm, aplicando la ecuación del volumen de la esfera:

$$V = \frac{4}{3} \pi r^3 \quad (\text{Ecuación 24})$$

Se obtiene un volumen de  $5,236 \cdot 10^{-22}$  m<sup>3</sup>/partícula. Al conocer la densidad de la magnetita y el ácido poliacrílico, y el porcentaje de cada uno en volumen, podemos calcular la masa de cada sustancia en una partícula:

$$\text{masa} = \rho \cdot V \cdot \%V \quad (\text{Ecuación 25})$$

Con una densidad de 5,2 g/cm<sup>3</sup> para la magnetita, se obtiene una masa de  $2,45 \cdot 10^{-15}$  g/partícula, mientras que con una densidad de 1,09 g/cm<sup>3</sup> para el polímero, se obtiene una masa de  $5,71 \cdot 10^{-17}$  g/partícula. Seguidamente se calcula los moles de cada sustancia:

$$\text{moles} = \frac{\text{masa}}{PM} \quad (\text{Ecuación 26})$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Con un peso molecular de 231,55 g/mol para la magnetita, se obtienen  $1,058 \cdot 10^{-17}$  moles de ésta, y con un peso molecular de 3000 g/mol [15] para el polímero, se obtienen  $1,9 \cdot 10^{-20}$  moles de éste. Sumando, se obtiene la cantidad de  $1,06 \cdot 10^{-17}$  moles totales. Para calcular las fracciones:

$$X = \frac{\text{moles de la sustancia}}{\text{moles totales}} \quad (\text{Ecuación 27})$$

Se obtiene una fracción molar de 0,998 para la magnetita y 0,002 para el polímero. Empleando la ecuación 23:

$$PM_{np} = 0,998 \cdot 231,55 + 0,002 \cdot 3000 = 237,09 \text{ g/mol}$$

Este dato es necesario para calcular la cantidad de nanopartículas necesaria para ofrecer la presión osmótica necesaria. El siguiente paso es calcular el valor de incremento de presión osmótica que hay que aplicar para conseguir el flux de permeado que ofrece cada membrana. Este incremento se corresponde con el incremento de presión osmótica que se produce cuando se hace pasar agua sin sal en el compartimento de alimento y una disolución de 1 M NaCl por el compartimento de arrastre.

Este valor se calcula empleando la ecuación 1, suponiendo disoluciones ideales:

$$\pi = 2 \cdot 293 \text{ K} \cdot 8,3145 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}} \cdot 1000 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} = 48,7 \cdot 10^5 \text{ Pa} = 48,08 \text{ bares}$$

Por tanto,  $\Delta\pi = 48,08$  bares. Ahora se va a calcular la presión osmótica que posee el agua de mar. El agua de mar tiene una concentración de 37 g/L, y está compuesta principalmente por NaCl (77 %), MgCl<sub>2</sub> (8,8 %) y MgSO<sub>4</sub> (8,3 %). El resto de sales tienen una presencia minoritaria y se despreciarán. Se va a calcular el peso molecular promedio correspondiente a estas tres sales de la misma forma que se ha hecho con anterioridad.

La masa de NaCl supone 28,49 g/L. Como tiene un peso molecular de 58,44 g/mol equivalen a 0,4875 moles en un litro. La masa de MgCl<sub>2</sub> supone 3,256 g/L. Al poseer un peso molecular de 95,211 g/mol suponen 0,034 moles en un litro. Por último, la masa de MgSO<sub>4</sub> es de 3,071 g/L. Su peso molecular es 120,37 g/mol lo que supone 0,0255 moles en un litro. Al sumar los moles de todas las sustancias se obtienen los moles totales, 0,547 moles. Mediante la ecuación 36 se calculan las fracciones molares: 0,891 de NaCl, 0,062 de MgCl<sub>2</sub> y 0,047 de MgSO<sub>4</sub>. Haciendo uso de la Ecuación 23 se haya el peso molecular equivalente:

$$PM_{sal} = 0,891 \cdot 58,44 \frac{\text{g}}{\text{mol}} + 0,062 \cdot 95,211 \frac{\text{g}}{\text{mol}} + 0,047 \cdot 120,37 \text{ g/mol} = 63,58 \text{ g/mol}$$

La concentración de las sales será la siguiente:

$$C_{sal} = \frac{37 \text{ g/L}}{63,58 \text{ g/mol}} = 0,58 \text{ M} = 580 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

Utilizando otra vez la ecuación 1, se calcula la presión osmótica que ejerce el agua de mar:

$$\pi_{mar} = 2 \cdot 293 \text{ K} \cdot 8,3145 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}} \cdot 580 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} = 28,2 \cdot 10^5 \text{ Pa} = 27,89 \text{ bares}$$

A partir de  $\Delta\pi$  podemos hallar la presión osmótica que debe ejercer la disolución de arrastre, que son 75,97 bares. A partir de este dato, se puede despejar la concentración que se necesita en soluto de la disolución de arrastre mediante la Ecuación 1:

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

$$C_{DisArrastre} = \frac{75,97 \text{ bares} \cdot 101325 \frac{\text{Pa}}{\text{bar}}}{2 \cdot 293 \text{ K} \cdot 8,3145 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}}} = 3159,77 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} = 3,16 \text{ M}$$

A partir del peso molecular de las nanopartículas, se obtiene que:

$$3,16 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot 237,09 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 749,2 \frac{\text{g}}{\text{L}}$$

Como se va a preparar una disolución de 333000 L inicial para la desalación, se necesita 249,48 toneladas de soluto (nanopartículas).

### **Dimensionado de las tuberías.**

El caudal de disolución de arrastre es 333 m<sup>3</sup>/h, el mismo que el caudal de agua de mar de alimentación al proceso de membranas. Además, se va a diseñar para las mismas velocidades de fluido. Esto supone una simplificación, puesto que las tuberías a emplear serán las mismas en muchos tramos.

Desde el depósito D1, donde se prepara la disolución de arrastre, hasta la bifurcación para alimentar el proceso de membranas, se emplean tuberías de DN = 250 mm de espesor 4,5 mm. El líquido llevará una velocidad de 1,96 m/s.

En la bifurcación, el caudal se divide en 37 corrientes (9 bastidores permanecerán siempre cerrados). Para alimentar los bastidores y los tubos de membranas se emplearán también tuberías de DN = 63 mm y espesor 3 mm. En los bastidores circula a una velocidad de 1,17 m/s y en los tubos de 0,05 m/s. A la salida de cada tubo de membrana se emplean también tuberías de DN = 63 mm, circulando el fluido a una velocidad de 0,064 m/s. En la tubería colectora común a todos los tubos de un bastidor también se emplean tuberías de DN = 63 mm, con una velocidad del líquido de 1,53 m/s.

De esta forma se obtiene un caudal de disolución de arrastre diluida de 433 m<sup>3</sup>/h. Por tanto la tubería colectora de todos los módulos deberá tener un diámetro de:

$$Q = 433 \text{ m}^3/\text{h} = 0,12 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,12 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,247 \text{ m} = 247 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de DN = 315 mm con espesor de 5,6 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene una velocidad de 1,6 m/s. Cuando el líquido llega a los separadores, se divide en 3 corrientes (2 separadores se mantienen cerrados). El caudal que circula por cada uno será de 144,33 m<sup>3</sup>/h:

$$Q = 144,33 \text{ m}^3/\text{h} = 0,04 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,04 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,143 \text{ m} = 143 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de DN = 160 mm con espesor de 3,2 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene una velocidad de 2,07 m/s. A la salida del agua sin soluto de los separadores, se emplean otra vez tuberías de DN = 250 mm para alimentar de nuevo del depósito. La longitud de tubería en cada tramo se explica a continuación:

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

D1 –Bifurcación: La distancia del depósito D1 hasta el sistema de membranas es de 4 m. Luego, existe una distancia de separación entre una entrada del bastidor hasta el siguiente de 1,5 m. Al haber 37 bastidores, la distancia total es de 55,5 m. Hace un total de 59,5 m. La altura máxima es la distancia desde la salida del depósito y la de nuevo al depósito, 6 m.

Bifurcación – Tubería módulo: Para alimentar a cada módulo, en cada bastidor hay un tramo de 6 m, (3 m de tubería más otros 3 m dispuestos en paralelo), lo que supone 222 m. A la salida de la salmuera del módulo, el diseño se ha hecho para el mismo tamaño de tubería.

Entrada módulo – Salida módulo: Hay una distancia de 20 cm entre el tramo anterior y la entrada al módulo. Como hay 24 módulos en cada bastidor, supone una distancia total de 4,8 m. A la salida de la salmuera del módulo, el diseño se ha hecho para el mismo tamaño de tubería, y como existe también 20 cm de separación entre la salida y la tubería colectora se necesitarán 4,8 m más. Hace un total de 9,6 m por bastidor, para los 37 bastidores son 355,2 m.

Tubería módulo – Colector: Igual que Bifurcación – Tubería módulo

Colector – Separadores: Existe una distancia de separación entre una salida del bastidor hasta el siguiente de 1,5 m. Al haber 37 bastidores, la distancia total es de 55,5 m. Desde la salida del proceso de membranas hasta la bifurcación de los separadores hay una distancia de 7 m más 15 m de tubería donde se produce la bifurcación.

Separación magnética: La longitud de tubería necesaria en cada una de los 5 separadores es de 6 m.

Separadores – D1: Existen 15 m de tubería colectora común a todos los separadores, y otra de 100 m que comunica la salida de los separadores con la entrada al depósito D1.

### **Diseño del sistema de bombeo.**

Para el cálculo de la altura a proporcionar, se utiliza otra vez la Ecuación 13. Se ha considerado que la densidad de la disolución de arrastre y la disolución de arrastre diluida es la misma, ya que sus valores no difieren prácticamente:  $1749 \text{ kg/m}^3$ . Para el valor de viscosidad se tomará también el del agua. En el tramo de aspiración, la altura geométrica es de 0 m, mientras que en el tramo de impulsión su valor es de 6 m (es la altura de alimentación del depósito). El término  $H_g$  valdrá 6 m. Para calcular la altura debida a las pérdidas, se calculará las pérdidas que hay en cada tramo de tubería de DN distinto.

En el tramo DN = 315 mm, la longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (64,5 m, no se tiene en cuenta los bastidores cerrados), más la longitud equivalente debida a 2 codos de  $90^\circ$  (interpolando 7,45 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10. Se obtiene una longitud equivalente de 71,95 m.

A continuación se procede a calcular las pérdidas con la ecuación de Darcy – Weisbach:

$$Re = \frac{1,6 \cdot 0,3094 \cdot 1749}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 8 \cdot 10^5; \varepsilon_r = \frac{0,0015}{309,4} = 4,85 \cdot 10^{-6}$$

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,012 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 13:

$$H_{p\acute{e}rdidas1} = 0,0826 \cdot \frac{0,012 \cdot 71,95 \cdot 0,12^2}{0,3094^5} = 0,36 \text{ m}$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

En el tramo DN = 250 mm, la longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (155 m, sin contar los bastidores y separadores de reserva), más la longitud equivalente debida a 2 válvulas de regulación (80 m), más la longitud equivalente debida a dos difusores (10 m), más la longitud equivalente debida a 7 codos de 90° (38,5 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10. Se obtiene una longitud equivalente de 283,5 m.

A continuación se procede a calcular las pérdidas con la ecuación de Darcy – Weisbach:

$$Re = \frac{1,96 \cdot 0,2455 \cdot 1749}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 7,7 \cdot 10^5; \varepsilon_r = \frac{0,0015}{245,5} = 6,1 \cdot 10^{-6}$$

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,0124 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 13:

$$H_{pérdidas2} = 0,0826 \cdot \frac{0,0124 \cdot 283,5 \cdot 0,093^2}{0,2455^5} = 2,81 \text{ m}$$

Para el tramo de tubería de DN = 160 mm, el valor total de la longitud equivalente se corresponde a la suma de la longitud real de la tubería (18 m, sin contar los separadores cerrados), más 3 válvulas de regulación (interpolando 78 m), en total 96 m.

Se procede a calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa:

$$Re = \frac{2,07 \cdot 0,1568 \cdot 1749}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 5,2 \cdot 10^5; \varepsilon_r = \frac{0,0015}{196,1} = 9,57 \cdot 10^{-6}$$

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,013 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 13:

$$H_{pérdidas3} = 0,0826 \cdot \frac{0,013 \cdot 96 \cdot 0,04^2}{0,1568^5} = 1,74 \text{ m}$$

Para calcular las pérdidas el tramo que queda, se puede volver a emplear el procedimiento explicado en el Anexo I para el cálculo de las pérdidas mediante las Tablas 10 y 11.

Para el tramo de tubería de DN = 63 mm, el valor total de la longitud equivalente se corresponde con la suma de la longitud real (solo 604,8 m, porque 194,4 m están de reserva y no llevarán líquido), más la longitud equivalente de 28 válvulas reguladoras (interpolando 9,87 m x 28 = 276,36 m), más la longitud equivalente de 28 válvulas de retención o antirretorno (interpolando 7,87 m x 28 = 220,36 m), que son el número de válvulas que formarán parte del proceso durante la desalación, ya que las otras estarán totalmente cerradas. En total suma 1101,52 m. Mediante la Tabla 11, se obtienen las pérdidas totales en este tramo. Pero hay que tener en cuenta que la tabla depende del caudal, y no circula siempre el mismo caudal por las tuberías de DN = 63 mm.

- En el tramo bifurcación – tubería de módulo se tiene 664,72 m de longitud equivalente a un caudal de 11,9 m<sup>3</sup>/h, lo que supone unas pérdidas de (interpolando) 11,76 m.
- En el tramo entrada del módulo – salida del módulo, las pérdidas son pequeñas y se pueden despreciar (del orden de 10<sup>-3</sup>).
- En el tramo tubería del módulo – colector se tiene 168 m de longitud equivalente a un caudal de 15,6 m<sup>3</sup>/h, lo que supone unas pérdidas de (interpolando) 4,9 m.

Haciendo un total de 16,66 m de pérdidas en este tramo. Sumando todo se obtiene:

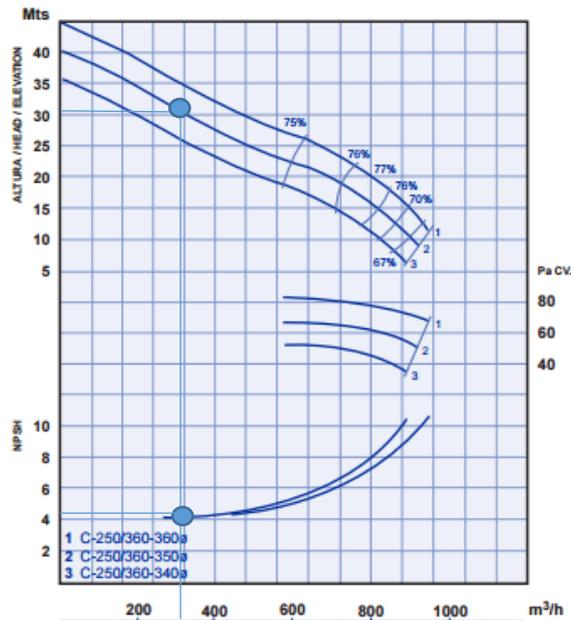
Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

- Pérdidas en el tramo DN = 315 mm: 0,36 m
- Pérdidas en el tramo DN = 250 mm: 2,81 m
- Pérdidas en el tramo DN = 160 mm: 1,74 m
- Pérdidas en el tramo DN = 63 mm: 16,66 m

La altura total que debe proporcionar la bomba es de:

$$H = 6 + 21,57 = 27,57 \text{ m. Aproximadamente } 28 \text{ m.}$$

De acuerdo con las especificaciones ( $Q = 333 \text{ m}^3/\text{h}$  y  $H = 27 \text{ m}$ ), se ha seleccionado también la bomba vertical de la serie VCC de la casa Bombas Omega, pero modelo C-250/360. A continuación se muestra la curva altura y caudal de la bomba seleccionada, comprobando que cumple las especificaciones:



**Figura 20. Curva de la altura y caudal de la bomba C-250/360 [16].**

Seguidamente se comprueba que no existen problemas de cavitación: El  $NPSH_r$  se extrae del anterior gráfico proporcionado por el fabricante, para un caudal de  $333 \text{ m}^3/\text{h}$  el valor de  $NPSH_r$  es de 4,2 m aproximadamente. El  $NPSH_d$  se calcula con la Ecuación 16.

Se observa que  $NPSH_d \geq 4,7 \text{ m}$ , despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{c_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 4,7$$

Despejando valores:

- $\frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,33 \text{ m}$
- $P_{c_a}$  = el tramo de aspiración tiene una longitud muy pequeña, por lo que se desprecian estas pérdidas.
- $\frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 \text{ Pa} \cdot 0,98}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,23 \text{ m}$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Así pues:

$$H_a \leq 10,33 - 0,23 - 4,7 \leq 5,4 \text{ m}$$

No habrá problemas de cavitación, porque la bomba está a nivel de suelo y no tiene altura de aspiración.

A continuación se procede a comprobar si se cumple con la condición de presión transmembranaria establecida por el fabricante de la membrana. En los bastidores, el agua de mar llega con una presión de 1,76 bares (teniendo en cuenta la pérdida de presión producida por los distintos elementos), mientras que en los bastidores la disolución de arrastre llega con una presión de 2,14 bares. Esto supone una diferencia de presiones de 0,38 bares (38503,5 Pa), mayor que la presión transmembranaria mínima de 35 kPa.

Para las válvulas reguladoras, se emplearán también las válvulas de la casa Mival: el mismo modelo de válvulas y las mismas cantidades que en el Anexo II para los tramos de DN = 63, 160 y 250 mm.

### **Diseño del depósito.**

Para el depósito, se ha escogido uno también de la casa Aiqsa. Tiene las mismas características que el depósito empleado en el sistema de limpieza pero mayor capacidad. Es capaz de albergar 350 m<sup>3</sup> y sus medidas son 6 m de diámetro y 12,88 m de altura.

Para el sistema de agitación, se va a emplear también el agitador de la casa FluidMix modelo VFR, con el fin de homogeneizar la disolución de arrastre. De la misma forma, el medidor de nivel a emplear será el MultiRanger 100 de la casa Lana Sarrate.

### **Diseño de los separadores magnéticos.**

El tipo de separador magnético a emplear es de tipo tambor. Se ha seleccionado un tambor de la casa JinPengMachine modelo CTB (NS) 1024. Posee un tamaño de cilindro de 1,05 m de diámetro por 2,4 m de longitud. Este tipo de tambor tiene una capacidad para separar sólidos de 52 a 100 toneladas por hora y para tratar caudales de hasta 160 m<sup>3</sup>/h. Al emplear 3 durante el proceso de desalación, se cubre la cantidad de soluto a separar y la cantidad de caudal a tratar. Cada separador tiene un consumo de 5,5 kW.

### **Diseño de la cinta transportadora y el dosificador.**

Es necesaria una cinta transportadora para llevar el soluto de los separadores al depósito de nuevo. Se ha seleccionado un tipo de cinta modular, para poder conseguir la longitud de cinta deseada. Esta cinta también puede inclinarse para alimentar los depósitos y posee ruedas para su fácil transporte. El bastidor es de cuatro tubos estructurales rectangulares, que se han soldado formando un bastidor enrejado. Los módulos de las cintas poseen longitudes de 2 a 6 m y poseen un ancho de banda de 500 mm. La capacidad máxima de transporte es de 100 toneladas por hora.

Por último es necesario un dosificador de sólidos para seleccionar siempre la cantidad de sólido a suministrar al depósito y mantener así la concentración deseada. Se ha calculado que la disolución de arrastre tarda unos 83 segundos en recorrer el circuito desde la salida del depósito D1 hasta la entrada de nuevo al depósito (a partir de la longitud de las tuberías y las velocidades). Si por ejemplo pasan 130 segundos desde que se inicia el proceso, habrán salido

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

del tanque 12,025 m<sup>3</sup> de disolución con soluto (por el caudal que trasiega la bomba) y habrán entrado 4,36 m<sup>3</sup> de agua sin soluto, por tanto se habrá diluido la disolución de arrastre y es necesario añadir soluto. De esta forma:

- Moles iniciales:  $3159,77 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \cdot 333 \text{ m}^3$
- Moles que salen del depósito en ese tiempo:  $3159,77 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \cdot 12,025 \text{ m}^3$

$$C_{\text{soluto } 130s} = \frac{3159,77 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} (333 \text{ m}^3 - 12,025 \text{ m}^3) + \text{moles}_{\text{añadir}}}{333 \text{ m}^3 - 12,025 \text{ m}^3 + 4,36 \text{ m}^3} = 3159,77 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

$$\text{moles}_{\text{añadir}} = 13776,6 \text{ moles}$$

A partir del peso molecular se obtiene que se necesita una masa de soluto de 3,266 toneladas que se habrán de suministrar en un tiempo de 47 segundos, por tanto el flujo másico que debe proporcionar el dosificador es de:

$$\frac{3,266 \text{ Tm}}{47 \text{ s}} = 0,0695 \frac{\text{Tm}}{\text{s}} = 69,5 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Este dosificador consume 1,8 kW.

## **15.5. Anexo V: Tratamiento de la salmuera**

En este anexo se incluyen los cálculos referentes al tratamiento a efectuar en la salmuera antes de ser vertida de nuevo al mar. Este tratamiento consiste en la dilución con agua de mar bombeada desde la balsa Bs1. De la corriente de salmuera del proceso de membranas se obtiene un caudal de 233 m<sup>3</sup>/h con una concentración en sales de 52,86 g/L. Esta corriente se va a diluir con agua de mar proveniente de la balsa a 117 m<sup>3</sup>/h con una concentración de 37 g/L. Al mezclar ambas corrientes, se obtiene:

$$Q_{\text{vertido}} = 233 + 117 = 350 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$
$$C_{\text{vertido}} = \frac{233 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 52,86 \frac{\text{g}}{\text{L}} + 117 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 37 \frac{\text{g}}{\text{L}}}{350 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 47,56 \frac{\text{g}}{\text{L}}$$

Para mejorar el vertido, se empleará la técnica de emisarios submarinos en el vertido, dispersando mejor el vertido y reduciendo el impacto.

### **Diseño de las tuberías.**

En el tratamiento de la salmuera van a haber tres tramos de tubería importantes: el que contiene el agua de mar, el que contiene la salmuera y el que sirve para el vertido. El tramo que contiene la salmuera ya fue diseñado en el Anexo II, cuando en la tabla resumen de las tuberías empleadas se refiere al tramo con el nombre Colector – D3.

El tramo que contiene agua de mar va a llevar un caudal de 117 m<sup>3</sup>/h. Empleando la ecuación 12:

- En el tramo de aspiración:

$$Q = 117 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0325 \text{ m}^3/\text{s}$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0325 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 1,8 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,151 \text{ m} = 151 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de DN = 160 mm con espesor de 3,2 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene una velocidad de 1,68 m/s. La longitud de esta tubería será de 3 m.

- En el tramo de impulsión:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0325 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,128 \text{ m} = 128 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de DN = 160 mm con espesor de 3,2 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene una velocidad de 1,68 m/s. La longitud de esta tubería será de 101 m. El tramo de vertido al mar va a llevar un caudal de 350 m<sup>3</sup>/h. El tramo de aspiración del depósito es muy pequeño, mientras que el de impulsión será desde la planta hasta el mar, distancia que supone unos 500 m. El diámetro de tubería a emplear será el siguiente:

$$Q = 350 \text{ m}^3/\text{h} = 0,097 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,097 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,222 \text{ m} = 222 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de DN = 250 mm con espesor de 4,5 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 10 se obtiene una velocidad de 2,05 m/s.

### **Diseño del sistema de bombeo.**

Existen 2 sistemas de bombeo: el bombeo desde la balsa y el bombeo desde el depósito.

En el primero de ellos, la altura geométrica es la suma de la altura en la aspiración (2 m) y en la impulsión (11 m). El término  $H_g$  valdrá 13 m. La longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (101 m), más la longitud equivalente debida a 2 válvulas de regulación (interpolando 52 m), más la longitud equivalente debida a dos difusores (10 m), más la longitud equivalente debida a 3 codos de 90° (interpolando 8,88 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10. Se obtiene una longitud equivalente de 171,88 m. A continuación se procede a calcular las pérdidas con la ecuación de Darcy – Weisbach:

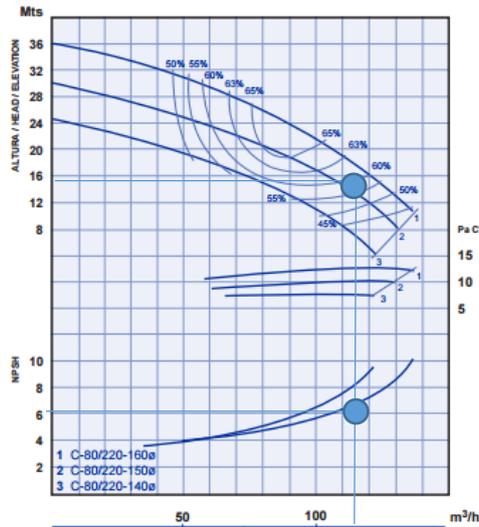
$$Re = \frac{1,68 \cdot 0,1568 \cdot 1020}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 2,46 \cdot 10^5; \varepsilon_r = \frac{0,0015}{156,8} = 9,57 \cdot 10^{-6}$$

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,015 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 13:

$$H_{pérdidas1} = 0,0826 \cdot \frac{0,015 \cdot 171,88 \cdot 0,0325^2}{0,1568^5} = 2,37 \text{ m}$$

Por tanto la altura que debe proporcionar la bomba es de 13 + 2,37 = 15,37 m. Se ha seleccionado también la bomba vertical de la serie VCC de la casa Bombas Omega, pero modelo C-80/220. Gira a 2900 rpm. A continuación se muestra la curva característica:

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar



**Figura 21. Curva de la altura y caudal de la bomba C-80/220 [16].**

El valor de  $NPSH_r$  es de 6 m aproximadamente. El  $NPSH_d$  se calcula con la Ecuación 16. Se observa que  $NPSH_d \geq 6,5$  m, despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{c_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 6,5$$

Despejando valores:

- $\frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,33 \text{ m}; \frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 \text{ Pa} \cdot 0,98}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,23 \text{ m}$
- $P_{c_a} = 0,04 \text{ m}$  (calculado a partir de la ecuación de Darcy-Weisbach)

Así pues:

$$H_a \leq 10,33 - 0,04 - 0,23 - 6,5 \leq 3,56 \text{ m}$$

No habrá problemas de cavitación, porque la bomba está a una altura de aspiración de 2 m.

En el segundo de sistema de bombeo, la altura geométrica vale 0 m. La longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (500 m), más la longitud equivalente debida a 2 válvulas de regulación (80 m), más la longitud equivalente debida a dos difusores (10 m), más la longitud equivalente debida a 2 codos de 90° (11 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10. Se obtiene una longitud equivalente de 601 m. A continuación se procede a calcular las pérdidas con la ecuación de Darcy – Weisbach:

$$Re = \frac{2,05 \cdot 0,2455 \cdot 1020}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 4,71 \cdot 10^5; \varepsilon_r = \frac{0,0015}{245,5} = 6,1 \cdot 10^{-6}$$

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,0135 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 13:

$$H_{pérdidas2} = 0,0826 \cdot \frac{0,0135 \cdot 601 \cdot 0,097^2}{0,2455^5} = 28,8 \text{ m}$$

Por tanto la altura que debe proporcionar la bomba es de 28,8 m. Arreglo a las especificaciones, se ha seleccionado también la bomba vertical de la serie VCC de la casa Bombas Omega, pero modelo C-150/410. Gira a 1450 rpm. A continuación se muestra la curva característica:

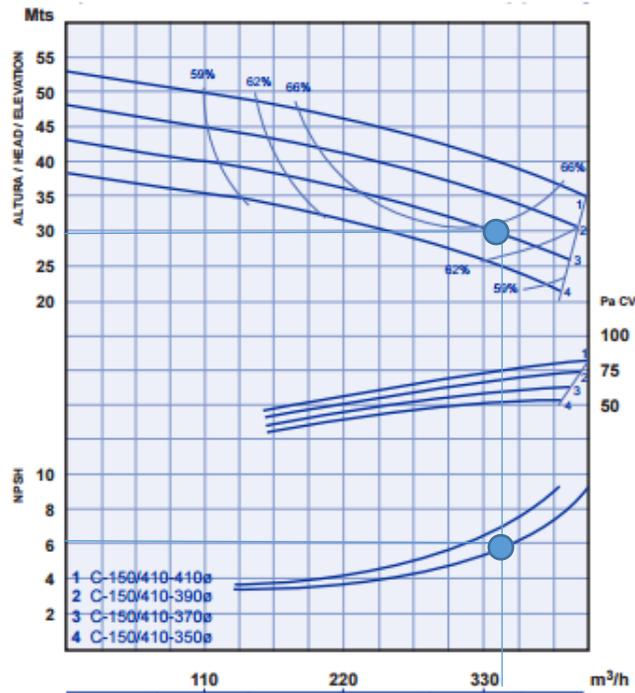


Figura 22. Curva de la altura y caudal de la bomba C-150/410 [16].

El valor de  $NPSH_r$  es de 6 m aproximadamente. El  $NPSH_d$  se calcula con la Ecuación 16. Se observa que  $NPSH_d \geq 6,5$  m, despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{c_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 6,5$$

Despejando valores y siendo  $P_{c_a}$  = despreciables por la poca longitud de este tramo:

$$- \frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,33 \text{ m}; \frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 \text{ Pa} \cdot 0,98}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,23 \text{ m}$$

Así pues:

$$H_a \leq 10,33 - 0,23 - 6,5 \leq 3,6 \text{ m}$$

No habrá problemas de cavitación, porque la bomba está a nivel de suelo y no tiene altura de aspiración. Las válvulas de regulación se emplearán también las de la casa Mival de DN = 160 y DN = 250 mm.

### Diseño del depósito.

Para el depósito, se ha escogido uno también de la casa Aiqsa. Tiene las mismas características que el depósito empleado en el sistema de limpieza pero mayor capacidad. Es capaz de albergar 400 m³ y sus medidas son 7 m de diámetro y 11 m de altura. Para el sistema de agitación, se va a emplear también el agitador de la casa FluidMix modelo VFR, con el fin de homogeneizar la disolución de arrastre. De la misma forma, el medidor de nivel a emplear será el MultiRanger 100 de la casa Lana Sarrate. Para medir la conductividad del vertido, se empleará el mismo equipo que el usado en la balsa Bs1, el controlador HI 700 y la sonda de conductividad HI 7650 de la casa Hanna Instruments.

## 15.6. Anexo VI: Obtención del agua y potabilización

En este anexo se incluyen los cálculos referentes al tratamiento a efectuar en el agua desalada antes de enviarla a la red de consumo. Para mantener el agua potable y exenta de microorganismos, hay que añadir hipoclorito de sodio en el proceso de potabilización. La dosis recomendada para la desinfección oscila entre 1 y 5 mg/L. Como el agua captada posee pocos microorganismos, se emplearán dosis de 2 mg/L.

$$2 \frac{mg}{L} \cdot \frac{100000L}{h} \cdot \frac{1 kg}{10^6 mg} = 0,2 \frac{kg}{h}$$

Como se va a utilizar un producto de la casa Panreac que está a un 10 % en p/v, se necesitarán 2 L/h de hipoclorito. Para la remineralización del agua, se toma como valores objetivo la siguiente tabla realizada por el ministerio de medio ambiente:

**Tabla 13. Valores de remineralización del agua.**

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

Al eliminar las sales, el agua adquiere un carácter ácido en torno a 5,5 unidades de pH [8]. Por tanto hay que subir el pH hasta un valor recomendado para la remineralización del agua según el ministerio de medio ambiente de 8,2 unidades. Para ello se hacen los siguientes cálculos:

Inicialmente pH = 5,5:  $14 = pH + pOH$  (Ecuación 28) → pOH = 8,5

$$[OH^-] = 10^{-pOH} = 10^{-8,5} = 3,16 \cdot 10^{-9} M = 3,16 \cdot 10^{-4} \text{ moles (en } 100 m^3)$$

Se desea pH = 8,2: (Ecuación 28) → pOH = 5,8

$$[OH^-] = 10^{-pOH} = 10^{-5,8} = 1,58 \cdot 10^{-6} M = 0,158 \text{ moles (en } 100 m^3)$$

Hay que añadir 0,1576 moles de iones OH<sup>-</sup>. Para ello se va a emplear Ca(OH)<sub>2</sub>, una base fuerte que además va a introducir cationes necesarios de Ca<sup>2+</sup> en el agua:



Por tanto, los moles de Ca(OH)<sub>2</sub> a introducir deberán ser la mitad de los moles de ion OH<sup>-</sup>. Esto equivale a 0,0788 moles, que como el peso molecular del Ca(OH)<sub>2</sub> es 74 g/mol, suponen 5,83 g de Ca(OH)<sub>2</sub> cada 100 m<sup>3</sup> de agua desalada. Por otro lado se introducirá CO<sub>2</sub> para que se formen bicarbonatos que actúen como reguladores del pH y mantener así el pH estable. Para ello se emplea la ecuación de Henderson - Hasselbach:

$$pH = pKa + \log \frac{[HCO_3^-]}{[CO_2]} \quad (\text{Ecuación 29})$$

Según el valor de bicarbonatos recomendado por el ministerio de medio ambiente para la remineralización del agua de 68 mg/L, se calcula la concentración de CO<sub>2</sub> a introducir. El pKa vale 6,1:

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

$$8,2 = 6,1 + \log \frac{68}{[CO_2]} \quad [CO_2] = 0,54 \frac{mg}{L}$$

Por tanto cada 100 m<sup>3</sup> serán necesarios 54 gramos. Por último se añadirá CaCO<sub>3</sub> para cumplir con los límites de alcalinidad, Ca<sup>2+</sup> y LSI.

$$56 \frac{mg}{L} \cdot 100000 L = 56 \cdot 10^5 mg \cdot \frac{1 kg}{10^6 mg} = 5,6 kg$$

Se necesitan 5,6 kg de CaCO<sub>3</sub> por cada 100 m<sup>3</sup>. Como el peso molecular del CaCO<sub>3</sub> es 100 g/mol, suponen 56 moles. La cantidad de iones Ca<sup>2+</sup> se calcula sabiendo que los moles de CaCO<sub>3</sub> son los mismos que de Ca<sup>2+</sup> (estequiometría 1:1). La masa atómica del Ca<sup>2+</sup> es de 40 g/mol, lo que supone que se formen 2240 g de Ca<sup>2+</sup> en cada 100 m<sup>3</sup> obteniéndose una concentración de 22,4 mg/L. Al cumplir con estos límites, se asegura cumplir con el valor de LSI dada la ecuación 14. A su vez, como el rechazo de las membranas es del 99 %, también habrá presencia de iones sodio o magnesio y cloruros.

### **Diseño de las tuberías.**

Durante la desalación solo está abierta una válvula de las válvulas V31 y V29 y una válvula de las válvulas V20 y V21. Por tanto el circuito se simplifica a un bombeo al depósito de potabilización y otro bombeo a la red de consumo, que está a 50 m de la salida del depósito de potabilización. Por estas tuberías circula un caudal de agua desalada de 100 m<sup>3</sup>/h. Empleando la ecuación 21:

$$Q = 100 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0278 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0278 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} = 0,119 \text{ m} = 119 \text{ mm}$$

Se escoge la tubería de DN = 125 mm con espesor de 3,2 mm. De este modo, recalculando la velocidad con la Ecuación 19 se obtiene una velocidad de 2,38 m/s. La longitud de esta tubería será de 111 m.

### **Diseño del sistema de bombeo.**

Existen 2 sistemas de bombeo: el bombeo desde los separadores y el bombeo desde el depósito. En el primero de ellos la altura geométrica se corresponde con la altura de alimentación al tanque, que supone 3 m. La longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (5,5 m ya que por la mitad del circuito no circula agua), más la longitud equivalente debida a 3 válvulas de regulación (60 m), más la longitud equivalente debida a 2 difusores (10 m), más la longitud equivalente debida a 6 codos de 90° (15 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10. Se obtiene una longitud equivalente de 90,5 m. A continuación se procede a calcular las pérdidas con la ecuación de Darcy – Weisbach:

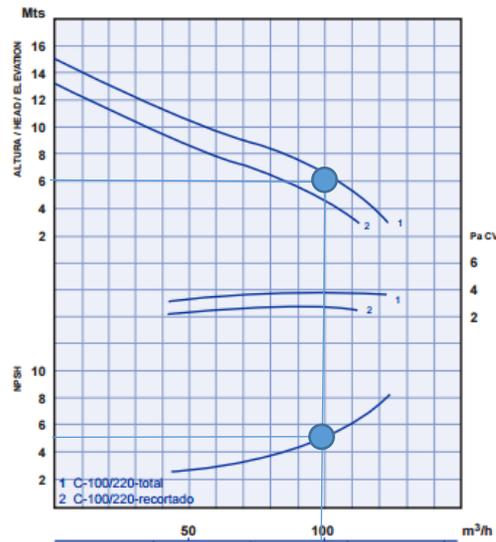
$$Re = \frac{2,38 \cdot 0,1218 \cdot 1000}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 2,66 \cdot 10^5; \quad \varepsilon_r = \frac{0,0015}{121,8} = 1,23 \cdot 10^{-5}$$

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,0155 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 13:

$$H_{pérdidas1} = 0,0826 \cdot \frac{0,0155 \cdot 90,5 \cdot 0,0278^2}{0,1218^5} = 3,34 \text{ m}$$

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Por tanto la altura que debe proporcionar la bomba es de  $3 + 3,34 = 6,34$  m. Arreglo a las especificaciones, se ha seleccionado también la bomba vertical de la serie VCC de la casa Bombas Omega, pero modelo C-100/200. Gira a 1450 rpm. A continuación se muestra la curva característica:



**Figura 23. Curva de la altura y caudal de la bomba C-100/200 [16].**

El valor de  $NPSH_r$  es de 5,2 m aproximadamente. El  $NPSH_d$  se calcula con la Ecuación 16. Se observa que  $NPSH_d \geq 5,7$  m, despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{C_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 6,5$$

Despejando valores:

- $\frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 Pa}{9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 1020 \frac{kg}{m^3}} = 10,33 m$
- $P_{C_a} = 0,037 m$  (calculado a partir de la ecuación de Darcy-Weisbach)
- $\frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 Pa}{9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 1000 \frac{kg}{m^3}} = 0,24 m$

Así pues:

$$H_a \leq 10,33 - 0,037 - 0,24 - 5,7 \leq 4,35 m$$

No habrá problemas de cavitación, porque la bomba no está en modo aspiración.

En el segundo de sistema de bombeo, la altura geométrica vale 0 m. La longitud equivalente es igual a la suma de la longitud real (50 m), más la longitud equivalente debida a 2 válvulas de regulación (40 m), más la longitud equivalente debida a dos difusores (10 m), más la longitud equivalente debida a 1 codos de 90° (2,5 m). Los valores de estas longitudes equivalentes se extraen de la Tabla 10. Se obtiene una longitud equivalente de 102,5 m. A continuación se procede a calcular las pérdidas con la ecuación de Darcy – Weisbach:

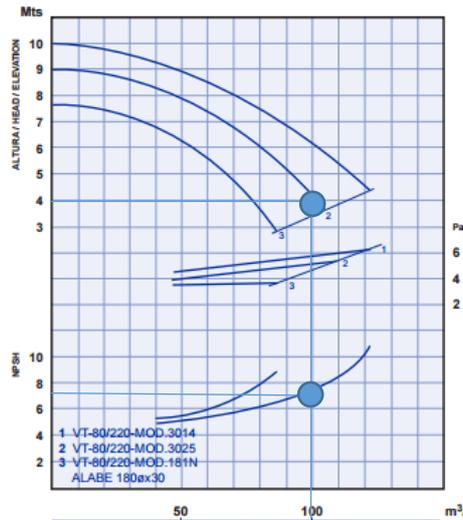
$$Re = \frac{2,38 \cdot 0,1218 \cdot 1000}{1,088 \cdot 10^{-3}} = 2,66 \cdot 10^5; \varepsilon_r = \frac{0,0015}{121,8} = 1,23 \cdot 10^{-5}$$

## Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

Se obtiene un coeficiente de fricción de 0,0155 aproximadamente. Por tanto, a partir de la Ecuación 13:

$$H_{p\acute{e}rdidas2} = 0,0826 \cdot \frac{0,0155 \cdot 102,5 \cdot 0,0278^2}{0,1218^5} = 3,78 \text{ m}$$

Por tanto la altura que debe proporcionar la bomba es de 3,78 m. Arreglo a las especificaciones, se ha seleccionado también la bomba vertical de la serie VCC de la casa Bombas Omega, pero modelo VT-80/220. Gira a 1450 rpm. A continuación se muestra la curva característica:



**Figura 24. Curva de la altura y caudal de la bomba VT-80/220 [16].**

El valor de  $NPSH_r$  es de 7,3 m aproximadamente. El  $NPSH_d$  se calcula con la Ecuación 16. Se observa que  $NPSH_d \geq 7,8 \text{ m}$ , despejando en la Ecuación 16:

$$H_a \leq \frac{P_a}{\gamma} - P_{c_a} - \frac{P_v}{\gamma} - 6,5$$

Despejando valores y siendo  $P_{c_a}$  = despreciables por la poca longitud de este tramo:

$$- \frac{P_a}{\gamma} = \frac{101325 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,33 \text{ m}; \frac{P_v}{\gamma} = \frac{2339,3 \text{ Pa}}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,24 \text{ m}$$

Así pues:

$$H_a \leq 10,33 - 0,23 - 7,8 \leq 2,29 \text{ m}$$

No habrá problemas de cavitación, porque la bomba está a nivel de suelo y no tiene altura de aspiración. Las válvulas de regulación se emplearán también las de la casa Mival de DN = 125 mm.

### **Diseño del depósito.**

Para el depósito, se ha escogido uno también de la casa Aiqsa. Tiene las mismas características que el depósito empleado en el sistema de limpieza pero mayor capacidad. Es capaz de albergar 120 m<sup>3</sup> y sus medidas son 4 m de diámetro y 9,9 m de altura. Para el sistema de agitación, se va a emplear también el agitador de la casa FluidMix modelo VFR, con el fin de homogeneizar la disolución de arrastre. De la misma forma, el medidor de nivel a emplear será el MultiRanger 100 de la casa Lana Sarrate.



## 2. PLANOS



## Índice del Documento 2: Planos

1. INTRODUCCIÓN..... página 1
2. PLANO NÚMERO 1. DIAGRAMA DE FLUJO .....página 2
3. PLANO NÚMERO 2. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA.....página 3

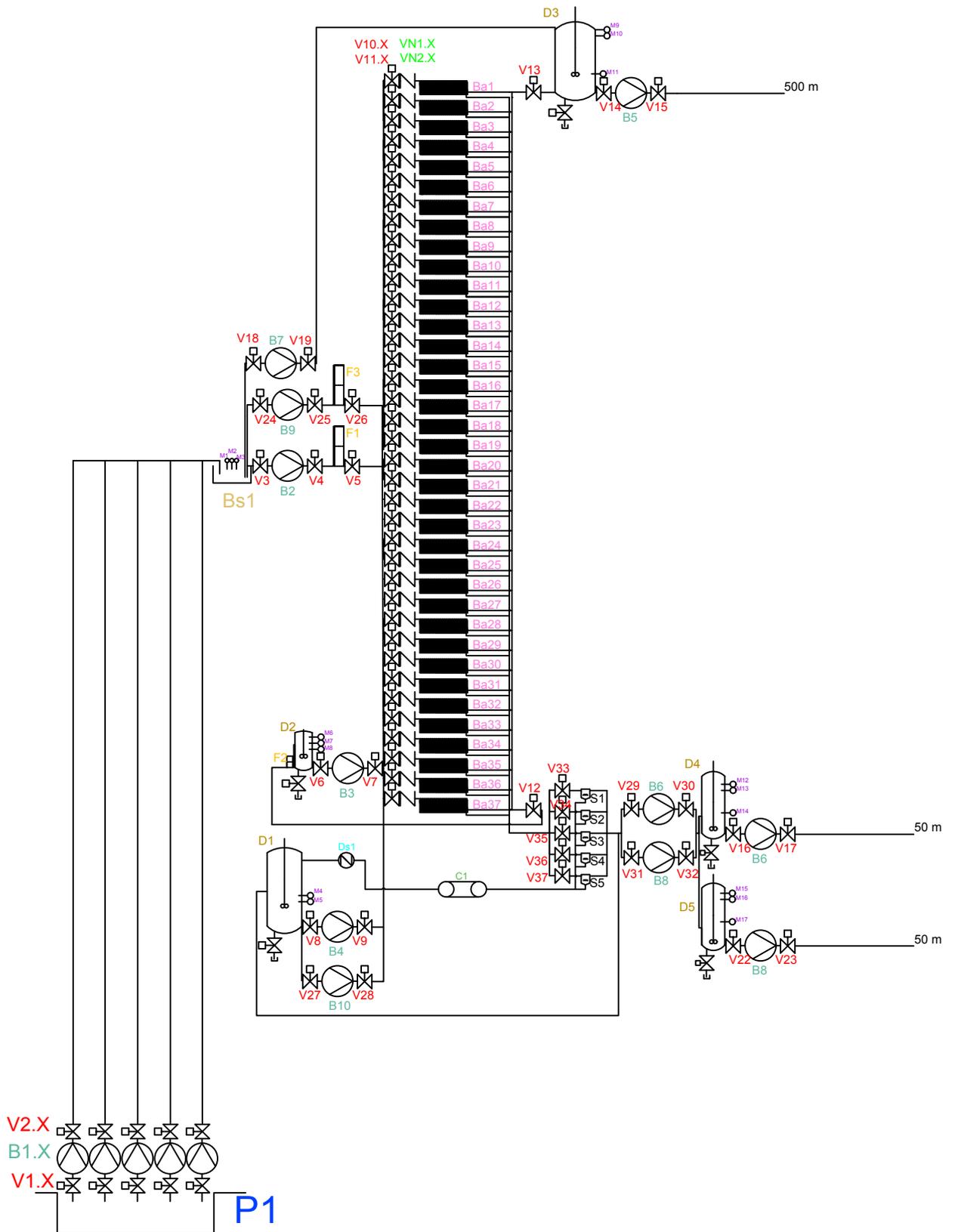


## **1. INTRODUCCIÓN**

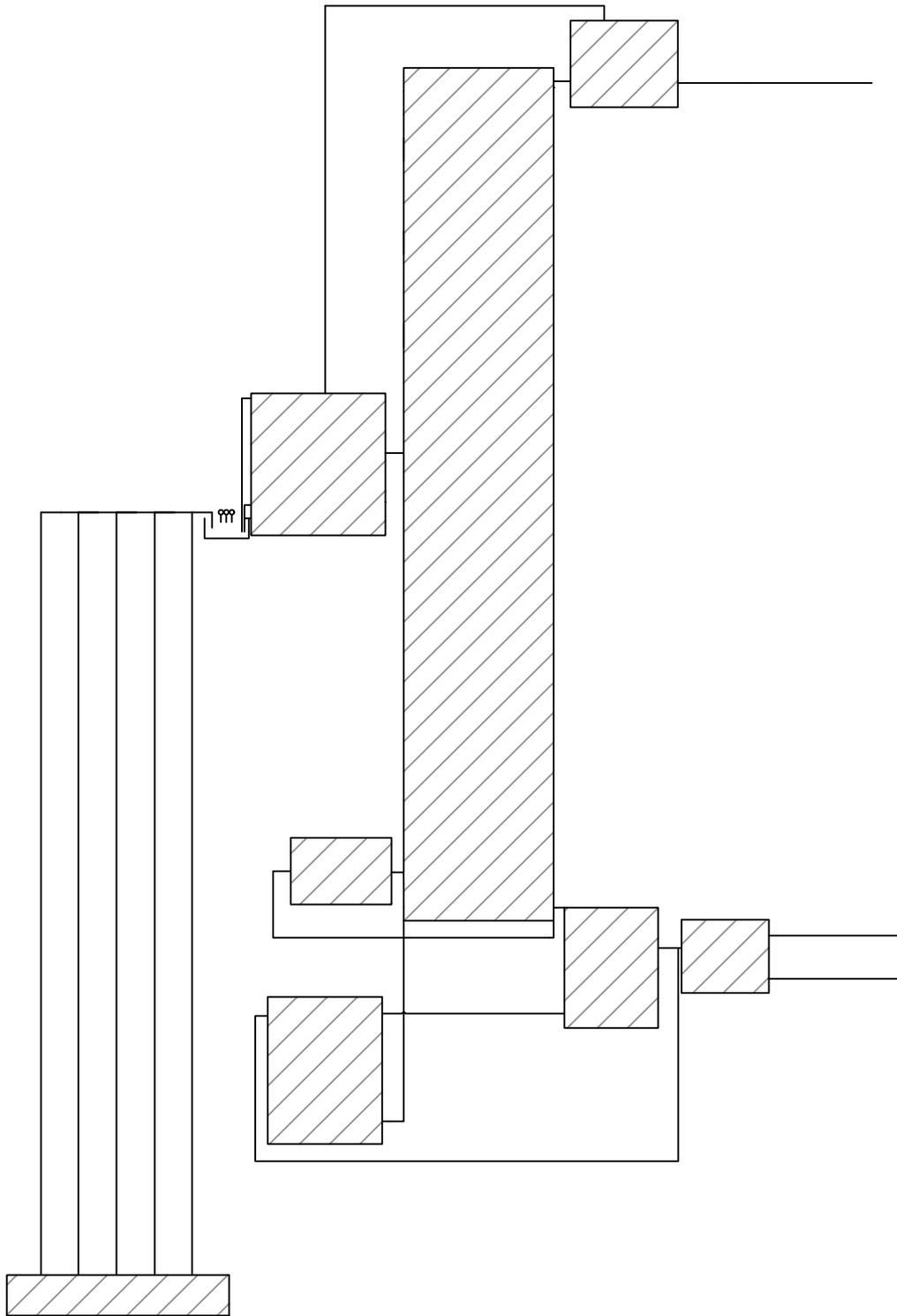
En este documento número 2 se muestran los dos planos efectuados para la descripción del proyecto: un diagrama de flujo y una distribución en planta. Ambos planos poseen una escala normalizada 1:1000 y se encuentran en un formato de papel DIN A4 con medidas 210 x 297 mm.

Para el plano número 1: Diagrama de flujo, es necesario aclarar varios aspectos:

- Las bombas, las válvulas, los agitadores y los medidores no están a escala.
- La leyenda de los elementos del diagrama de flujo se encuentra en el documento 1: Memoria apartado 7. Descripción de la solución elegida.



	Dibujado	Fecha	Nombre	 <b>UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA</b>	 <b>ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIEROS INDUSTRIALES VALENCIA</b>
		06/2017	Alex Ibáñez Hergueta		
Escala 1:1000	DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA LA DESALACIÓN DE AGUA DE MAR				Número 1: Diagrama de flujo



	Dibujado	Fecha	Nombre	 <b>UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA</b>	 <b>ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIEROS INDUSTRIALES VALENCIA</b>
		06/2017	Alex Ibáñez Hergueta		
Escala 1:1000	DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA LA DESALACIÓN DE AGUA DE MAR				Número 2: Distribución en planta



### 3. PRESUPUESTO



# Índice del Documento 3: Presupuesto

- 1. INTRODUCCIÓN.....página 1
  
- 2. TABLA DE PRECIOS 1: MATERIALES.....página 2
  
- 3. TABLA DE PRECIOS 2: MANO DE OBRA.....página 4
  
- 4. TABLA DE PRECIOS 3: DESCOMPUESTOS.....página 5
  
- 5. TABLA DE PRECIOS 4: UNITARIOS Y PRESUPUESTO PARCIAL.....página 11
  
- 6. PRESUPUESTO TOTAL.....página 13



## **1. INTRODUCCIÓN**

En este documento número 3: Presupuestos, se incluye un estudio del presupuesto total necesario para llevar a cabo el proyecto. Los costes referentes a los materiales se han extraído del catálogo de dichos equipos/productos, mientras que los costes referentes a la mano de obra se han tomado de la base de datos del Instituto Valenciano de Edificación: Base de precios del IVE 2015.

Las consideraciones tomadas para realizar este documento son: asumir que los costes indirectos son despreciables, mientras que los costes directos complementarios en concepto de otros gastos son del 2 %, que los gastos generales suponen un 13 % y el beneficio industrial un 6 %. Finalmente, se ha tomado un valor del I.V.A. del 21 %.

## 2. TABLA DE PRECIOS 1: MATERIALES

**Cuadro de precios de los materiales empleados**

Descripción	Cantidad	Unidad	Precio (€/Ud)	Total (€)
<b>Bombas</b>				
Bomba B1.X CR 90 casa Grundfos	5	Ud	8105,00	40525,00
Bomba B2/B9 C-200/500 casa Omega	2	Ud	3300,00	6600,00
Bomba B3 C-65/145 casa Omega	1	Ud	1500,00	1500,00
Bomba B4/B10 C-250/360 casa Omega	2	Ud	2950,00	5900,00
Bomba B7 C-80/220 casa Omega	1	Ud	965,00	965,00
Bomba B5 C-150/410 casa Omega	1	Ud	3300,00	3300,00
Bomba B11/B12 C-100/200 casa Omega	2	Ud	875,00	1750,00
Bomba B6/B8 VT-80/220 casa Omega	2	Ud	722,00	1444,00
			<b>Coste total de bombas</b>	<b>61984,00</b>
<b>Balsas</b>				
Balsa Bs1 de hormigón endurecido impermeable	1	Ud	7300,00	7300,00
			<b>Coste total de balsas</b>	<b>7300,00</b>
<b>Depósitos</b>				
Depósito D2 Aiqsa tipo D	1	Ud	700,00	700,00
Depósito D1 Aiqsa BigTank 1	1	Ud	1062,00	1062,00
Depósito D3 Aiqsa BigTank 2	1	Ud	1331,00	1331,00
Depósito D4/D5 Aiqsa BigTank 3	2	Ud	1096,00	2192,00
			<b>Coste total de depósitos</b>	<b>5285,00</b>
<b>Tuberías</b>				
Tubería DN 315 mm casa Dimasa	77,5	m	27,15	2104,13
Tubería DN 250 mm casa Dimasa	768	m	16,92	12994,56
Tubería DN 200 mm casa Dimasa	60,5	m	10,40	629,20
Tubería DN 160 mm casa Dimasa	131	m	6,91	905,21
Tubería DN 125 mm casa Dimasa	706	m	5,33	3762,98
Tubería DN 110 mm casa Dimasa	70	m	4,68	327,60
Tubería DN 63 mm casa Flexiplas	1598,4	m	10,60	16943,04
			<b>Coste total de tuberías</b>	<b>37666,72</b>
<b>Válvulas</b>				
Válvula reguladora DN 250 mm casa Mival	10	Ud	420,00	4200,00
Válvula reguladora DN 200 mm casa Mival	1	Ud	420,00	420,00
Válvula reguladora DN 160 mm casa Mival	7	Ud	420,00	2940,00
Válvula reguladora DN 125 mm casa Mival	20	Ud	420,00	8400,00
Válvula reguladora DN 110 mm casa Mival	3	Ud	420,00	1260,00
Válvula reguladora DN 63 mm casa Mival	74	Ud	420,00	31080,00
Válvula antirretorno DN 63 mm casa Salvador Escoda	74	Ud	36,93	2732,82
			<b>Coste total de válvulas</b>	<b>51032,82</b>

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

**Medidores**

Equipo de medición pH: HI 500 + HI 1090	2	Ud	765,00	1530,00
Equipo de medición conductividad: HI 700 + HI 7650	2	Ud	930,00	1860,00
Equipo de medición temperatura: HI 141	1	Ud	170,00	170,00
Equipo de medición nivel: MultiRanger 100 casa Lana Sarrate	4	Ud	1165,00	4660,00
<b>Coste total de medidores</b>				<b>8220,00</b>

**Filtros**

Filtro F1/F3 ABSWF casa Sereco	2	Ud	11200,00	22400,00
Filtro F2 P50 casa Siebec	1	Ud	1200,00	1200,00
<b>Coste total de filtros</b>				<b>23600,00</b>

**Otros equipos**

Membrana OD 2540 casa HTI	4440	Ud	150,00	666000,00
Tubos 2540 OD casa Axeon	888	Ud	500,00	444000,00
Bastidores	37	Ud	2000,00	74000,00
Agitador VFR casa FluidMix	4	Ud	1423,00	5692,00
Separador magnético CTB (NS) casa JingPeng	5	Ud	12200,00	61000,00
Cinta de sólidos TTL Tubular casa Cintasa	1	Ud	750,00	750,00
Dosificador HF0622 casa Sandvik	1	Ud	1850,00	1850,00
<b>Coste total de otros equipos</b>				<b>1253292,00</b>

**Productos químicos**

Nanopartículas magnéticas magnetita + ácido poliacrílico	249,5	Tm	1085,00	270707,50
<b>Coste total de productos químicos</b>				<b>270707,50</b>

**Coste total de los materiales** **1719088,04**

### 3. TABLA DE PRECIOS 2: MANO DE OBRA

**Cuadro de precios de la mano de obra empleada**

<b>Descripción</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Unidad</b>	<b>Precio (€/Ud)</b>	<b>Total (€)</b>
Oficial 1ª construcción	1,43	h	15,77	22,55
Peón ordinario construcción	2,72	h	13,11	35,66
Oficial 1ª mecánica	240,37	h	19,35	4651,16
Oficial 2ª mecánica	240,37	h	17	4086,29
Peón mecánica	240,37	h	14,7	3533,44
Oficial 1ª fontanería	318,88	h	16,58	5287,03
Peón fontanería	318,88	h	13,18	4202,84
Especialista químico	3,5	h	35	122,50
Ayudante químico	3,5	h	21,5	75,25
Oficial 1ª electricidad	18	h	16,58	298,44
Peón electricidad	18	h	13,18	237,24
			<b>Coste total de mano de obra</b>	<b>22552,40</b>

## 4. TABLA DE PRECIOS 3: DESCOMPUESTOS

Cuadro de los precios descompuestos

Capítulo	Descripción	Rendimiento	Precio (€)	Importe (€)
<b>1</b>	<b>Bombas</b>			
1.1	Ud Bomba B1.X CR 90 casa Grundfos	5	8105,00	40525,00
	h Oficial 1ª mecánica	11,5	19,35	222,53
	h Oficial 2ª mecánica	11,5	17	195,50
	h Peón mecánica	11,5	14,7	169,05
	h Oficial 1ª construcción	0,079	15,77	1,25
	h Peón ordinario construcción	0,151	13,11	1,98
	h Retro de orugas 150 cv 1,4 m3	0,47	87	40,89
	% Costes directos complementarios	0,02	41156,19	823,12
	<b>Total capítulo 1.1</b>			<b>41979,31</b>
1.2	Ud Bomba B2/B9 C-200/500 casa Omega	2	3300,00	6600,00
	h Oficial 1ª mecánica	4,6	19,35	89,01
	h Oficial 2ª mecánica	4,6	17	78,20
	h Peón mecánica	4,6	14,7	67,62
	% Costes directos complementarios	0,02	6834,83	136,70
	<b>Total capítulo 1.2</b>			<b>6971,53</b>
1.3	Ud Bomba B3 C-65/145 casa Omega	1	1500,00	1500,00
	h Oficial 1ª mecánica	2,3	19,35	44,51
	h Oficial 2ª mecánica	2,3	17	39,10
	h Peón mecánica	2,3	14,7	33,81
	% Costes directos complementarios	0,02	1617,42	32,35
	<b>Total capítulo 1.3</b>			<b>1649,76</b>
1.4	Ud Bomba B4/B10 C-250/360 casa Omega	2	2950,00	5900,00
	h Oficial 1ª mecánica	4,6	19,35	89,01
	h Oficial 2ª mecánica	4,6	17	78,20
	h Peón mecánica	4,6	14,7	67,62
	% Costes directos complementarios	0,02	6134,83	122,70
	<b>Total capítulo 1.4</b>			<b>6257,53</b>
1.5	Ud Bomba B7 C-80/220 casa Omega	1	965,00	965,00
	h Oficial 1ª mecánica	2,3	19,35	44,51
	h Oficial 2ª mecánica	2,3	17	39,10
	h Peón mecánica	2,3	14,7	33,81
	% Costes directos complementarios	0,02	1082,42	21,65
	<b>Total capítulo 1.5</b>			<b>1104,06</b>

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

1.6	Ud	Bomba B5 C-150/410 casa Omega	1	3300,00	3300,00
	h	Oficial 1ª mecánica	2,3	19,35	44,51
	h	Oficial 2ª mecánica	2,3	17	39,10
	h	Peón mecánica	2,3	14,7	33,81
	h	Oficial 1ª construcción	0,35	15,77	5,52
	h	Peón ordinario construcción	0,67	13,11	8,78
	h	Retro de orugas 150 cv 1,4 m3	2,07	87	180,09
	%	Costes directos complementarios	0,02	3611,81	72,24
		<b>Total capítulo 1.6</b>			<b>3684,04</b>
1.7	Ud	Bomba B11/B12 C-100/200 casa Omega	2	875,00	1750,00
	h	Oficial 1ª mecánica	4,6	19,35	89,01
	h	Oficial 2ª mecánica	4,6	17	78,20
	h	Peón mecánica	4,6	14,7	67,62
	%	Costes directos complementarios	0,02	1984,83	39,70
		<b>Total capítulo 1.7</b>			<b>2024,53</b>
1.8	Ud	Bomba B6/B8 VT-80/220 casa Omega	2	722,00	1444,00
	h	Oficial 1ª mecánica	4,6	19,35	89,01
	h	Oficial 2ª mecánica	4,6	17	78,20
	h	Peón mecánica	4,6	14,7	67,62
	%	Costes directos complementarios	0,02	1678,83	33,58
		<b>Total capítulo 1.8</b>			<b>1712,41</b>
<b>2 Balsas</b>					
		Balsa Bs1 de hormigón endurecido			
2.1	Ud	impermeable	1	7300,00	7300,00
	h	Oficial 1ª construcción	1	15,77	15,77
	h	Peón ordinario construcción	1,9	13,11	24,91
	h	Retro de orugas 150 cv 1,4 m3	5,9	87	513,30
	%	Costes directos complementarios	0,02	7853,98	157,08
		<b>Total capítulo 2.1</b>			<b>8011,06</b>
<b>3 Depósitos</b>					
3.1	Ud	Depósito D2 Aiqsa tipo D	1	700,00	700,00
	h	Oficial 1ª mecánica	4,92	19,35	95,20
	h	Oficial 2ª mecánica	4,92	17	83,64
	h	Peón mecánica	4,92	14,7	72,32
	%	Costes directos complementarios	0,02	951,17	19,02
		<b>Total capítulo 3.1</b>			<b>970,19</b>
3.2	Ud	Depósito D1 Aiqsa BigTank 1	1	1062,00	1062,00
	h	Oficial 1ª mecánica	43,07	19,35	833,40
	h	Oficial 2ª mecánica	43,07	17	732,19
	h	Peón mecánica	43,07	14,7	633,13
	%	Costes directos complementarios	0,02	3260,72	65,21
		<b>Total capítulo 3.2</b>			<b>3325,94</b>

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

3.3	Ud	Depósito D3 Aiqsa BigTank 2	1	1331,00	1331,00
	h	Oficial 1ª mecánica	43,07	19,35	833,40
	h	Oficial 2ª mecánica	43,07	17	732,19
	h	Peón mecánica	43,07	14,7	633,13
	%	Costes directos complementarios	0,02	3529,72	70,59
		<b>Total capítulo 3.3</b>			<b>3600,32</b>
3.4	Ud	Depósito D4/D5 Aiqsa BigTank 3	2	1096,00	2192,00
	h	Oficial 1ª mecánica	29,53	19,35	571,41
	h	Oficial 2ª mecánica	29,53	17	502,01
	h	Peón mecánica	29,53	14,7	434,09
	%	Costes directos complementarios	0,02	3699,51	73,99
		<b>Total capítulo 3.4</b>			<b>3773,50</b>
<b>4 Tuberías</b>					
4.1	m	Tubería DN 315 mm casa Dimasa	77,5	27,15	2104,13
	h	Oficial 1ª fontanería	6,2	16,58	102,80
	h	Peón fontanería	6,2	13,18	81,72
	%	Costes directos complementarios	0,02	2288,64	45,77
		<b>Total capítulo 4.1</b>			<b>2334,41</b>
4.2	m	Tubería DN 250 mm casa Dimasa	768	16,92	12994,56
	h	Oficial 1ª fontanería	61,44	16,58	1018,68
	h	Peón fontanería	61,44	13,18	809,78
	%	Costes directos complementarios	0,02	14823,01	296,46
		<b>Total capítulo 4.2</b>			<b>15119,47</b>
4.3	m	Tubería DN 200 mm casa Dimasa	60,5	10,40	629,20
	h	Oficial 1ª fontanería	4,84	16,58	80,25
	h	Peón fontanería	4,84	13,18	63,79
	%	Costes directos complementarios	0,02	773,24	15,46
		<b>Total capítulo 4.3</b>			<b>788,70</b>
4.4	m	Tubería DN 160 mm casa Dimasa	131	6,91	905,21
	h	Oficial 1ª fontanería	10,48	16,58	173,76
	h	Peón fontanería	10,48	13,18	138,13
	%	Costes directos complementarios	0,02	1217,09	24,34
		<b>Total capítulo 4.4</b>			<b>1241,44</b>
4.5	m	Tubería DN 125 mm casa Dimasa	706	5,33	3762,98
	h	Oficial 1ª fontanería	56,48	16,58	936,44
	h	Peón fontanería	56,48	13,18	744,41
	%	Costes directos complementarios	0,02	5443,82	108,88
		<b>Total capítulo 4.5</b>			<b>5552,70</b>
4.6	m	Tubería DN 110 mm casa Dimasa	70	4,68	327,60
	h	Oficial 1ª fontanería	5,6	16,58	92,85
	h	Peón fontanería	5,6	13,18	73,81
	%	Costes directos complementarios	0,02	494,26	9,89
		<b>Total capítulo 4.6</b>			<b>504,14</b>

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

4.7	m	Tubería DN 63 mm casa Flexiplas	1598,4	10,60	16943,04
	h	Oficial 1ª fontanería	127,87	16,58	2120,12
	h	Peón fontanería	127,87	13,18	1685,35
	%	Costes directos complementarios	0,02	20748,51	414,97
<b>Total capítulo 4.7</b>					<b>21163,48</b>
<hr/>					
<b>5</b>	<b>Válvulas</b>				
5.1	Ud	Válvula reguladora DN 250 mm casa Mival	10	420,00	4200,00
	h	Oficial 1ª fontanería	7,2	16,58	119,38
	h	Peón fontanería	7,2	13,18	94,90
	%	Costes directos complementarios	0,02	4414,27	88,29
<b>Total capítulo 5.1</b>					<b>4502,56</b>
5.2	Ud	Válvula reguladora DN 200 mm casa Mival	1	420,00	420,00
	h	Oficial 1ª fontanería	0,58	16,58	9,62
	h	Peón fontanería	0,58	13,18	7,64
	%	Costes directos complementarios	0,02	437,26	8,75
<b>Total capítulo 5.2</b>					<b>446,01</b>
5.3	Ud	Válvula reguladora DN 160 mm casa Mival	7	420,00	2940,00
	h	Oficial 1ª fontanería	3,22	16,58	53,39
	h	Peón fontanería	3,22	13,18	42,44
	%	Costes directos complementarios	0,02	3035,83	60,72
<b>Total capítulo 5.3</b>					<b>3096,54</b>
5.4	Ud	Válvula reguladora DN 125 mm casa Mival	20	420,00	8400,00
	h	Oficial 1ª fontanería	7,2	16,58	119,38
	h	Peón fontanería	7,2	13,18	94,90
	%	Costes directos complementarios	0,02	8614,27	172,29
<b>Total capítulo 5.4</b>					<b>8786,56</b>
5.5	Ud	Válvula reguladora DN 110 mm casa Mival	3	420,00	1260,00
	h	Oficial 1ª fontanería	0,95	16,58	15,75
	h	Peón fontanería	0,95	13,18	12,52
	%	Costes directos complementarios	0,02	1288,27	25,77
<b>Total capítulo 5.5</b>					<b>1314,04</b>
5.6	Ud	Válvula reguladora DN 63 mm casa Mival	74	420,00	31080,00
	h	Oficial 1ª fontanería	13,41	16,58	222,34
	h	Peón fontanería	13,41	13,18	176,74
	%	Costes directos complementarios	0,02	31479,08	629,58
<b>Total capítulo 5.6</b>					<b>32108,66</b>
		Válvula antirretorno DN 63 mm casa			
5.7	Ud	Salvador Escoda	74	36,93	2732,82
	h	Oficial 1ª fontanería	13,41	16,58	222,34
	h	Peón fontanería	13,41	13,18	176,74
	%	Costes directos complementarios	0,02	3131,90	62,64
<b>Total capítulo 5.7</b>					<b>3194,54</b>

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

<b>6</b>	<b>Medidores</b>				
6.1	Ud	Equipo de medición pH: HI 500 + HI 1090	2	765,00	1530,00
	h	Oficial 1ª electricidad	4	16,58	66,32
	h	Peón electricidad	4	13,18	52,72
	%	Costes directos complementarios	0,02	1649,04	32,98
		<b>Total capítulo 6.1</b>			<b>1682,02</b>
		Equipo de medición conductividad: HI 700			
6.2	Ud	+ HI 7650	2	930,00	1860,00
	h	Oficial 1ª electricidad	4	16,58	66,32
	h	Peón electricidad	4	13,18	52,72
	%	Costes directos complementarios	0,02	1979,04	39,58
		<b>Total capítulo 6.2</b>			<b>2018,62</b>
6.3	Ud	Equipo de medición temperatura: HI 141	1	170,00	170,00
	h	Oficial 1ª electricidad	2	16,58	33,16
	h	Peón electricidad	2	13,18	26,36
	%	Costes directos complementarios	0,02	229,52	4,59
		<b>Total capítulo 6.3</b>			<b>234,11</b>
		Equipo de medición nivel:			
6.4	Ud	MultiRanger 100 casa Lana Sarrate	4	1165,00	4660,00
	h	Oficial 1ª electricidad	8	16,58	132,64
	h	Peón electricidad	8	13,18	105,44
	%	Costes directos complementarios	0,02	4898,08	97,96
		<b>Total capítulo 6.4</b>			<b>4996,04</b>
<hr/>					
<b>7</b>	<b>Filtros</b>				
7.1	Ud	Filtro F1/F3 ABSWF casa Sereco	2	11200,00	22400,00
	h	Oficial 1ª mecánica	6,8	19,35	131,58
	h	Oficial 2ª mecánica	6,8	17	115,60
	h	Peón mecánica	6,8	14,7	99,96
	%	Costes directos complementarios	0,02	22647,18	452,94
		<b>Total capítulo 7.1</b>			<b>23200,08</b>
7.2	Ud	Filtro F2 P50 casa Siebec	1	1200,00	1200,00
	h	Oficial 1ª mecánica	2,2	19,35	42,57
	h	Oficial 2ª mecánica	2,2	17	37,40
	h	Peón mecánica	2,2	14,7	32,34
	%	Costes directos complementarios	0,02	1279,97	25,60
		<b>Total capítulo 7.1</b>			<b>1337,91</b>
<hr/>					

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

<b>8</b>	<b>Otros equipos</b>				
8.1	Ud	Bastidor	37	2000,00	74000,00
	Ud	Tubos 2540 OD casa Axeon	888	500,00	444000,00
	Ud	Membrana OD 2540 casa HTI	4440	150,00	666000,00
	h	Oficial 1ª mecánica	57	19,35	1102,95
	h	Oficial 2ª mecánica	57	17	969,00
	h	Peón mecánica	57	14,7	837,9
	%	Costes directos complementarios	0,02	1186071,95	23721,44
		<b>Total capítulo 8.1</b>			<b>1210631,29</b>
8.2	Ud	Agitador VFR casa FluidMix	4	1423,00	5692,00
	h	Oficial 1ª mecánica	3,7	19,35	71,60
	h	Oficial 2ª mecánica	3,7	17	62,90
	h	Peón mecánica	3,7	14,7	54,39
	%	Costes directos complementarios	0,02	5826,50	116,53
		<b>Total capítulo 8.2</b>			<b>5997,41</b>
		Separador magnético CTB (NS) casa			
8.3	Ud	JingPeng	5	12200,00	61000,00
	h	Oficial 1ª mecánica	10	19,35	193,50
	h	Oficial 2ª mecánica	10	17	170,00
	h	Peón mecánica	10	14,7	147
	%	Costes directos complementarios	0,02	61363,50	1227,27
		<b>Total capítulo 8.3</b>			<b>62737,77</b>
8.4	Ud	Cinta de sólidos TTL Tubular casa Cintasa	1	750,00	750,00
	h	Oficial 1ª mecánica	1,45	19,35	28,06
	h	Oficial 2ª mecánica	1,45	17	24,65
	h	Peón mecánica	1,45	14,7	21,315
	%	Costes directos complementarios	0,02	802,71	16,05
		<b>Total capítulo 8.4</b>			<b>840,08</b>
8.5	Ud	Dosificador HF0622 casa Sandvik	1	1850,00	1850,00
	h	Oficial 1ª mecánica	1,83	19,35	35,41
	h	Oficial 2ª mecánica	1,83	17	31,11
	h	Peón mecánica	1,83	14,7	26,901
	%	Costes directos complementarios	0,02	1916,52	38,33
		<b>Total capítulo 8.4</b>			<b>1981,75</b>
<hr/>					
<b>9</b>	<b>Productos químicos</b>				
		Nanopartículas magnéticas magnetita			
9.1	Tm	+ ácido poliacrílico	249,5	1085,00	270707,50
	h	Especialista químico	3,5	35	122,50
	h	Ayudante químico	3,5	25,5	89,25
	%	Costes directos complementarios	0,02	270919,25	5418,39
		<b>Total capítulo 9.1</b>			<b>276337,64</b>
<hr/>					

## 5. TABLA DE PRECIOS 4: UNITARIOS Y PRESUPUESTO PARCIAL

Cuadro de precios unitarios y cálculo del presupuesto parcial

Capítulo	Descripción	Importe (€)
<b>1</b>	<b>Bombas</b>	
1.1	Ud Bomba B1.X CR 90 casa Grundfos	41979,31
1.2	Ud Bomba B2/B9 C-200/500 casa Omega	6971,53
1.3	Ud Bomba B3 C-65/145 casa Omega	1649,76
1.4	Ud Bomba B4/B10 C-250/360 casa Omega	6257,53
1.5	Ud Bomba B7 C-80/220 casa Omega	1104,06
1.6	Ud Bomba B5 C-150/410 casa Omega	3684,04
1.7	Ud Bomba B11/B12 C-100/200 casa Omega	2024,53
1.8	Ud Bomba B6/B8 VT-80/220 casa Omega	1712,41
	<b>Total capítulo 1</b>	<b>65383,17</b>
<b>2</b>	<b>Balsas</b>	
	Balsa Bs1 de hormigón endurecido	
2.1	Ud impermeable	8011,06
	<b>Total capítulo 2</b>	<b>8011,06</b>
<b>3</b>	<b>Depósitos</b>	
3.1	Ud Depósito D2 Aiqsa tipo D	970,19
3.2	Ud Depósito D1 Aiqsa BigTank 1	3325,94
3.3	Ud Depósito D3 Aiqsa BigTank 2	3600,32
3.4	Ud Depósito D4/D5 Aiqsa BigTank 3	3773,50
	<b>Total capítulo 3</b>	<b>11669,94</b>
<b>4</b>	<b>Tuberías</b>	
4.1	m Tubería DN 315 mm casa Dimasa	2334,41
4.2	m Tubería DN 250 mm casa Dimasa	14004,35
4.3	m Tubería DN 200 mm casa Dimasa	788,70
4.4	m Tubería DN 160 mm casa Dimasa	1241,44
4.5	m Tubería DN 125 mm casa Dimasa	5552,70
4.6	m Tubería DN 110 mm casa Dimasa	504,14
4.7	m Tubería DN 63 mm casa Flexiplas	21163,48
	<b>Total capítulo 4</b>	<b>45589,22</b>

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la desalación del agua de mar

**5 Válvulas**

5.1	Ud	Válvula reguladora DN 250 mm casa Mival	4502,56
5.2	Ud	Válvula reguladora DN 200 mm casa Mival	446,01
5.3	Ud	Válvula reguladora DN 160 mm casa Mival	3096,54
5.4	Ud	Válvula reguladora DN 125 mm casa Mival	8786,56
5.5	Ud	Válvula reguladora DN 110 mm casa Mival	1314,04
5.6	Ud	Válvula reguladora DN 63 mm casa Mival	32108,66
		Válvula antirretorno DN 63 mm casa	
5.7	Ud	Salvador Escoda	3194,54

**Total capítulo 5 53448,90**

**6 Medidores**

6.1	Ud	Equipo de medición pH: HI 500 + HI 1090	1682,02
		Equipo de medición conductividad: HI 700	
6.2	Ud	+ HI 7650	2018,62
6.3	Ud	Equipo de medición temperatura: HI 141	234,11
		Equipo de medición nivel:	
6.4	Ud	MultiRanger 100 casa Lana Sarrate	4996,04

**Total capítulo 6 8930,79**

**7 Filtros**

7.1	Ud	Filtro F1/F3 ABSWF casa Sereco	23200,08
7.2	Ud	Filtro F2 P50 casa Siebec	1337,91

**Total capítulo 7 24537,99**

**8 Otros equipos**

8.1	Ud	Bastidor	1210631,29
8.2	Ud	Agitador VFR casa FluidMix	5997,41
		Separador magnético CTB (NS) casa	
8.3	Ud	JingPeng	62737,77
8.4	Ud	Cinta de sólidos TTL Tubular casa Cintasa	840,08
8.5	Ud	Dosificador HF0622 casa Sandvik	1981,75

**Total capítulo 8 1282188,30**

**9 Productos químicos**

		Nanopartículas magnéticos magnetita	
9.1	Tm	+ ácido poliacrílico	276337,64

**Total capítulo 9 276337,64**

## 6. PRESUPUESTO TOTAL

Presupuesto total de Ejecución Material.....	1.776.097,03 €
Gastos generales (13 %)	230.892,61 €
Beneficio Industrial (6%)	106.565,82 €
Presupuesto total de Ejecución por Contrata.....	2.113.555,46 €
I.V.A. (21 %)	443.846,65 €
Presupuesto total (Base de Licitación).....	2.557.402,11 €

El presupuesto total de las obras asciende a una cantidad de:

**DOS MILLONES QUINIENTOS CINCUENTA Y SIETE MIL CUATROCIENTOS DOS EUROS Y ONCE CÉNTIMOS.**