

Trabajo Fin de Grado

Ingeniería Química

Análisis técnico-económico de una planta de desalación de agua salobre mediante electrodiálisis

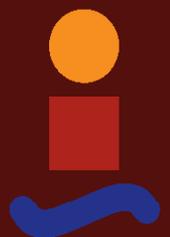
Autor: Inés González Campayo

Tutor: Fátima Arroyo Torralvo

Luis F. Vilches Arenas

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



Proyecto Fin de Grado
Ingeniería Química

Análisis técnico-económico de una planta de desalación de agua salobre mediante electrodiálisis

Autor:

Inés González Campayo

Tutores:

Fátima Arroyo Torralvo

Luis F. Vilches Arenas

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020

A mi familia
A mis profesores
A mis compañeros

Agradecimientos

Poder llegar a realizar este documento ha sido en gran parte gracias a la ayuda y apoyo de mi familia y, a los conocimientos aprendidos a lo largo de los cuatro años de mis estudios de grado, gracias a mis profesores. Y especial mención a mis tutores, Fátima Arroyo y Luis F. Vilches, por todo el tiempo y dedicación empeñados en este documento.

*Inés González Campayo
Estudiante de Ingeniería Química
Sevilla, 2020.*

Resumen

En el siguiente documento se diseña una instalación de tratamientos de agua salobre basada en la operación de la electrodiálisis. El caudal de tratamiento elegido para el proceso de desalación se ha basado en un caudal de salmuera que puede generarse en instalaciones industriales.

Conocido el caudal de tratamiento se realiza un diseño exhaustivo del módulo de electrodiálisis para, posteriormente, llevar a cabo un análisis de sensibilidad sobre cómo afecta la variación de algunas variables a los parámetros de diseño que definen este proceso.

Una vez definido el módulo sobre el que se basa este proyecto se prosigue con el diseño del resto de unidades de pretratamiento y postratamiento que conforman el proceso de desalación y, que son necesarias, para alcanzar la calidad de agua buscada.

Finalmente se realiza una estimación del coste del tratamiento, queriendo obtener un precio de venta aproximado del agua tratada.

Abstract

In the following document, a brackish water treatment facility is designed based on the operation of electro dialysis. The treatment flow chosen for the desalination process has been based on a brine flow that can be generated in industrial facilities.

Once the treatment flow is known, an exhaustive design of the electro dialysis module is made in order to later carry out a sensitivity analysis on how the variation of some variables affects the design parameters that define this process

Once the module on which this project is based has been defined, it is continued with the design of the rest of the pre-treatment and post-treatment units that make up the desalination process and which are necessary to achieve the desired water quality.

Finally, an estimate of the treatment cost is made, in order to obtain an approximate selling price of the treated water.

Agradecimientos	vi
Resumen	vii
Abstract	viii
Índice	ix
Índice de Tablas	xiii
Índice de figuras	xv
1 Introducción	1
<i>1.1. Contextualización</i>	<i>1</i>
1.1.1 Distribución y demanda del agua dulce	1
1.1.2 Desalación de agua salobre	2
1.1.3 Situación de la desalación en España	4
1.1.4 Futuro de la desalación en España	6
<i>1.2. Métodos de desalación</i>	<i>6</i>
1.2.1 Ósmosis inversa	6
1.2.2 Nanofiltración	7
1.2.3 Electrodialisis	8
1.2.3.1 Definición	8
1.2.3.2 Aplicaciones	8
1.2.3.3 Tipos de membranas	9
1.2.3.4 Fenómenos de transporte	9
1.2.4 Electrodialisis con membranas bipolares	10
1.2.4.1 Definición	10
1.2.4.2 Aplicaciones	12
1.2.4.3 Configuración procesos de electrodialisis con membranas bipolares	12
1.2.5 Proceso de evaporación instantánea multietapa	14
1.2.6 Proceso de evaporación multiefecto en tubos horizontales	15
1.2.7 Proceso de compresión con vapor	16
<i>1.3. Operaciones de Separación con membranas</i>	<i>17</i>
1.3.1 Descripción y característica genera	17

1.3.2	Tipos de operaciones de separación con membranas	17
1.3.3	Tipos de membranas	18
1.3.4	Tipos de módulos	19
1.3.5	Ventajas e Inconvenientes	19
1.3.6	Ventajas e inconvenientes de la electrodiálisis en comparación con nanofiltración y ósmosis inversa	20
2	Objetivo	22
3	Descripción del proceso de desalación	24
3.1.	<i>Características del agua salobre</i>	24
3.2.	<i>Diagrama de bloque</i>	25
3.3.	<i>Diagrama de flujo</i>	25
3.4.	<i>Pretratamiento</i>	26
3.4.1	Cámara de captación	27
3.4.2	Filtro de cartucho	28
3.4.3	Ultrafiltración	29
3.4.4	Columna de carbón activo	29
3.5.	<i>Módulo de electrodiálisis</i>	30
3.6.	<i>Posttratamiento</i>	32
3.6.1	Intercambio iónico	32
3.7.	<i>Tipos de sustancias inyectadas en línea</i>	33
3.8.	<i>Tipos de tanques</i>	33
4	Diseño del módulo de electrodiálisis	36
4.1.	<i>Definición de parámetros importantes</i>	36
4.2.	<i>Ecuaciones prácticas para el diseño del módulo de electrodiálisis</i>	37
4.3.	<i>Definición de los parámetros de entrada del módulo de electrodiálisis</i>	41
4.4.	<i>Cálculo de los parámetros de diseño del módulo de electrodiálisis</i>	45
5	Análisis de sensibilidad	48
5.1.	<i>Sensibilidad de la longitud práctica del proceso</i>	48
5.2.	<i>Sensibilidad de la energía requerida para la desalación</i>	51
5.3.	<i>Sensibilidad del número de pilas en serie</i>	53
5.4.	<i>Sensibilidad del área práctica del proceso de desalación</i>	55
5.5.	<i>Análisis del efecto de la constante a sobre las variables de diseño</i>	60
6	Diseño unidades del proceso de desalación	63
6.1.	<i>Caracterización del agua de entrada a la planta</i>	63
6.2.	<i>Diseño de la cámara de captación</i>	64
6.2.1	Cámara de captación	64

6.2.2	Rejas de desbaste	65
6.2.3	Filtros de cadena	66
6.3.	<i>Pretratamiento</i>	67
6.3.1	Filtro de cartucho	67
6.3.2	Ultrafiltración	69
6.3.3	Columna carbón activo	71
6.4.	<i>Posttratamiento</i>	72
6.4.1	Intercambio iónico	72
6.5	<i>Tanques de dosificación</i>	75
6.6.	<i>Tanques de almacenamiento de agua salobre</i>	76
7	Análisis económico desalación	80
7.1.	<i>Estimación del inmovilizado</i>	80
7.1.1	Regla de Williams “Maquinaria y aparatos del inmovilizado”	80
7.1.2	Método de los porcentajes “Maquinaria y aparatos del inmovilizado”	82
7.1.3	Método de los porcentajes “Proyecto y Dirección de obra”	83
7.2.	<i>Estimación coste de puesta en marcha</i>	84
7.3.	<i>Estimación del capital circulante</i>	84
7.4.	<i>Estimación costes anuales e ingresos</i>	85
7.5.	<i>Estimación de la amortización de la maquinaria</i>	87
7.6.	<i>Tipo de préstamo para acometer la inversión</i>	87
7.7.	<i>Cuenta de resultados</i>	88
7.8.	<i>Rentabilidad de la inversión</i>	89
7.8.1	VAN	89
8	Resumen y Conclusiones	93
9	Bibliografía	96

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Tipos de operaciones de separación con membranas	17
Tabla 3.1. Composición y características típicos del agua salobre.	24
Tabla 4.1. Valores típicos de los parámetros operacionales de una unidad de electrodiálisis.	42
Tabla 4.2. Cálculo de la constante a y b	43
Tabla 4.3. Tipos de membranas para el proceso de electrodiálisis	44
Tabla 5.1. Variación de L_{pract} con Δ	48
Tabla 5.2. Variación de L_{pract} con $(\rho_A + \rho_B)$	49
Tabla 5.3. Variación de L_{pract} con u	50
Tabla 5.4. Variación de E_{spec} con u	52
Tabla 5.5. Variación de E_{spec} con Δ	53
Tabla 5.6. Variación de N_{st} con L_{st}	54
Tabla 5.7. Variación de N_{st} con u	55
Tabla 5.8. Variación de A_{pract} con w	57
Tabla 5.9. Variación de A_{pract} con $(\rho_A + \rho_B)$	58
Tabla 5.10. Variación de A_{pract} con Δ	58
Tabla 5.11. Variación de A_{pract} con u	59
Tabla 5.12. Variación de parámetros de diseño con a .	60
Tabla 6.1. Composición del agua salobre de entrada	63
Tabla 6.2. Modelos filtros de cartucho	68
Tabla 6.3. Características del filtro de cartucho	69
Tabla 6.4. Características técnicas bastidores de ultrafiltración	69
Tabla 6.5. Características batidores de ultrafiltración	70
Tabla 6.6. Análisis de cationes que llegan al módulo de postratamiento	73
Tabla 6.7. Análisis de aniones que llegan al módulo de postratamiento	73
Tabla 6.8. Características de los productos químicos necesarios para el proceso	75
Tabla 6.9. Definición tanques de almacenamiento de productos químicos	76
Tabla 6.10. Resultados obtenidos almacenamiento de los tanques	78

Tabla 7.1. Exponente Regla de Williams	80
Tabla 7.2. Precio maquinaria semejante y su parámetro funcional	81
Tabla 7.3. Precio de los equipos de la planta de desalación	82
Tabla 7.4. Resumen coste capital físico restante (Y)	83
Tabla 7.5. Cálculo proyección y dirección de obra (Z)	84
Tabla 7.6. Resumen de los costes necesarios para realizar la inversión	85
Tabla 7.7. Distribución de los costes anuales	86
Tabla 7.8. Cuenta de resultado	89
Tabla 7.9. Variación del VAN con el precio de venta	90

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Distribución del estrés hídrico	2
Figura 1.2. Localización de las plantas desaladoras en España	3
Figura 1.3. Situación actual de las desaladoras en España	3
Figura 1.4. Capacidad instalada por tecnologías	4
Figura 1.5. Capacidad instalada por origen de agua bruta	5
Figura 1.6. Capacidad instalada por tipo de usuario final	5
Figura 1.7. Esquema funcionamiento ósmosis inversa	6
Figura 1.8. Representación módulo de ósmosis inversa	7
Figura 1.9. Esquema general electrodiálisis	8
Figura 1.10. Perfil de polarización por concentración	10
Figura 1.11. Producción de ácido y bases con membranas bipolares	11
Figura 1.12. Celda de electrodiálisis con membranas bipolares	11
Figura 1.13. Diagrama de flujo de la configuración modo batch	13
Figura 1.14. Diagrama de flujo de la configuración modo alimentación y purga	13
Figura 1.15. Diagrama de flujo continuo	14
Figura 1.16. Diagrama de flujo del proceso de evaporación instantánea multietapa	14
Figura 1.17. Diagrama de flujo evaporador multiefecto en tubos horizontales	15
Figura 1.18. Diagrama de flujo del proceso de compresión mecánica con vapor	16
Figura 1.19. Separación con membranas	17
Figura 3.1. Diagramas de bloques sencillo del proceso de desalación	25
Figura 3.2. Diagrama de flujo del proceso	26
Figura 3.3. Reja de desbaste de gruesos	27
Figura 3.4. Filtro de cadena	28
Figura 3.5. Filtro de cartucho	28
Figura 3.6. Ultrafiltración	29
Figura 3.7. Esquema de torre de carbón activo	30
Figura 3.8. Esquema de proceso de electrodiálisis	31
Figura 3.9. Pila de electrodiálisis	31
Figura 4.1. Diagrama esquemático de un par de celdas de electrodiálisis	36

Figura 5.1. Variación de L_{pract} con Δ	49
Figura 5.2. Variación de L_{pract} con $(\rho_A + \rho_B)$	50
Figura 5.3. Variación de L_{pract} con u	51
Figura 5.4. Variación de Es_{pec} con u	52
Figura 5.5. Variación de Es_{pec} con Δ	53
Figura 5.6. Variación de N_{st} con L_{st}	54
Figura 5.7. Variación de N_{st} con u	55
Figura 5.8. Variación de A_{pract} con w	57
Figura 5.9. Variación de A_{pract} con $(\rho_A + \rho_B)$	58
Figura 5.10. Variación de A_{pract} con Δ	59
Figura 5.11. Variación de A_{pract} con u	60
Figura 6.1. Cámara de captación	64
Figura 6.2. Datos del fabricante	66
Figura 6.3. Geometría de los filtros de cartucho	67
Figura 6.4. Valores típicos de diseño y operación del filtro de carbón activo	71
Figura 6.5. Sistema de intercambio iónico	72
Figura 6.6. Relación variables necesarias para el diseño del tanque	77
Figura 7.1. Distribución de los costes de una planta desaladora	86
Figura 7.2. Variación del VAN con el precio de venta	90

1 INTRODUCCIÓN

1.1 Contextualización

1.1.1 Distribución y demanda del agua dulce

El agua es un recurso vital para el ser humano y el medio ambiente. Un 71% de la superficie terrestre está ocupada por agua, pero el mayor problema que presenta es su distribución y accesibilidad para ser utilizada por el ser humano.

En el mundo existe 1386 mil millones de m³ de agua de los cuales solo 35 mil millones de m³ es agua dulce. El porcentaje que representa el agua dulce es de un 3% del total, y está formado por el agua de los ríos, subterránea, glaciares y casquetes polares. Es interesante destacar que del porcentaje que representa al agua dulce un 1,74% pertenece al agua que se encuentra congelada en forma de glaciares o casquetes polares, (Abengoa, 2020).

En determinadas zonas del planeta debido a cambios en las condiciones climáticas o aumentos demográficos se está produciendo una escasez de los recursos hídricos. Por lo cual se están adoptando medidas y aplicando diferentes tecnologías para así poder cubrir las necesidades hídricas de la población y del sector agrícola e industrial.

Para realizar el control de la disponibilidad de agua dulce en el mundo se utiliza el Índice de escasez de Agua “WSI”. Este índice según los valores que va tomando indica que si:

- $WSI < 0,1$ no existe estrés hídrico.
- $0,1 < WSI < 0,2$ estrés hídrico moderado
- $WSI > 0,4$ estrés hídrico alto
- $WSI > 0,8$ estrés hídrico muy alto.

Donde el estrés hídrico designa las zonas en las que los suministros anuales de agua dulce caen por debajo de 1700 m³/persona. En la siguiente figura se muestra la distribución del estrés hídrico en el mundo.

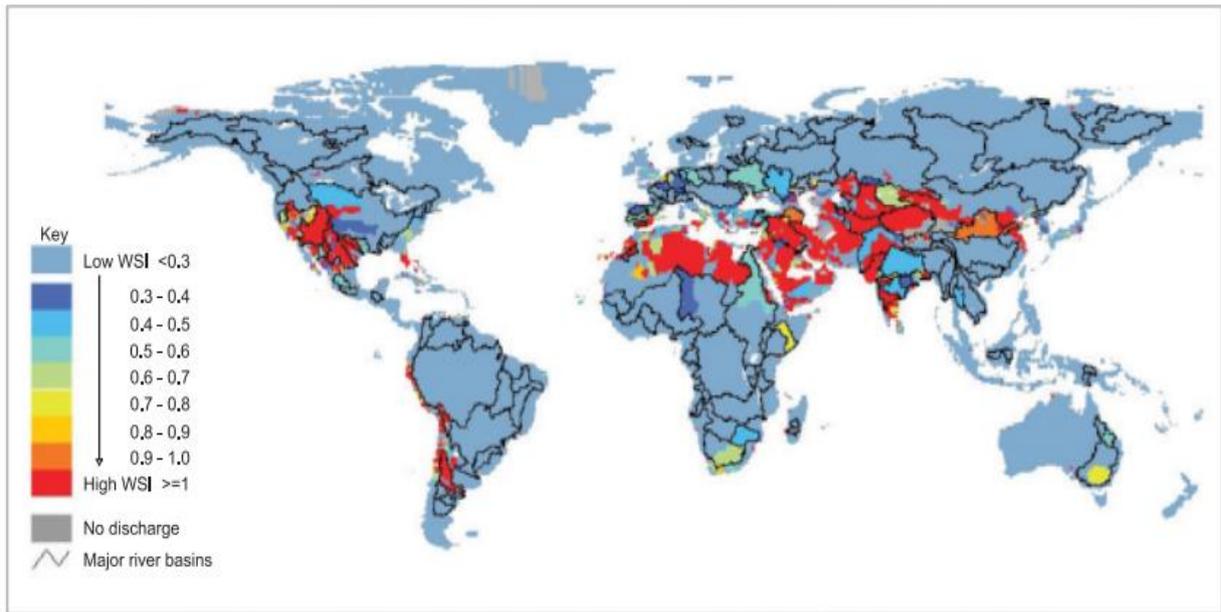


Figura 1.1. Distribución del estrés hídrico, (Smakhtin *et al*, 2004).

Las principales causas por las cuales se produce el estrés hídrico son: fenómenos naturales, crecimiento demográfico, cambios naturales en la cantidad del agua, retrasos temporales de la lluvia, deshielos, cambios climático y factores atribuidos al ser humano. Todo ello produce un deterioro progresivo de los recursos del agua dulce tanto en cantidad como en calidad, lo cual tiene como consecuencia la limitación del uso del agua, pérdidas de las especies debidas a la escasez del agua y desacuerdos sobre el fin y la cantidad de agua destinada a cada actividad.

las consecuencias del estrés hídrico ha dado lugar al desarrollo de diferentes tecnologías con el fin de obtener agua dulce, entre ellas se encuentra la desalación la cual va a ser desarrollada en este proyecto.

1.1.2 Desalación de agua salobre

La desalación consiste en obtener agua dulce a partir de agua de mar para el consumo humano, uso industrial o agrícola. Este tipo de tecnología ha tenido un gran desarrollo en los últimos años especialmente en los lugares con escasez de agua, donde el abastecimiento no está garantizado.

España es el país europeo líder en la desalación de agua de mar y, a nivel mundial, se encuentra entre los cuatro con mayor capacidad instalada, solo por detrás de Arabia Saudí, Estados Unidos y Emiratos Árabes Unidos. Según los datos de la AEDyR, en España se producen 5.000.000 m³/día de agua desalada para abastecimiento, riego y uso industrial, (AEDyR, 2020).

En las zonas de mayor turismo españolas es donde la desalación está más desarrollada, pues son, también las que sufren un mayor estrés hídrico. En el siguiente mapa se muestra la localización de las plantas desaladoras existentes en España.

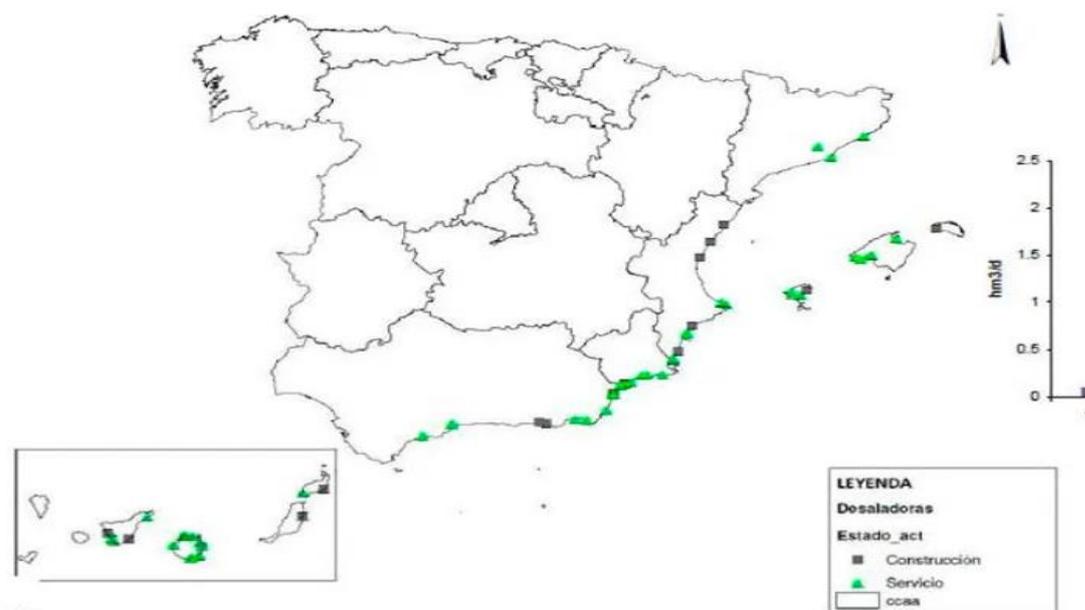


Figura 1.2. Localización de las plantas desaladoras en España, (Aquae fundación, 2020).

Es interesante destacar, que si bien las desaladoras de gran tamaño son las que reciben una mayor atención mediática; en España la desalación de pequeña y mediana capacidad tienen una gran importancia, ya que en el total de las plantas desaladoras, las de mediana capacidad representan un gran porcentaje del total.

Así, en la actualidad, existen en España 765 plantas desaladoras con producciones superiores a 100 m³/día, de estas 99 son de gran capacidad, 450 de mediana capacidad y 216 de pequeña capacidad. Por plantas de gran capacidad se considera a aquellas que tienen una producción entre 10.000 y 250.000 m³/día, las de mediana capacidad obtienen entre 500 y 10.000 m³/día y las de pequeña entre 100 y 500 m³/día, (AEDyR, 2020).

En la siguiente figura se muestra la situación actual de las desaladoras en España.

Desaladora	Demarcación	Provincia	Capacidad de producción (Hm ³ /año)	Estado de la actuación
Oropesa	Júcar	Castellón	18	Explotación sin producción
Moncófar	Júcar	Castellón	10	Explotación sin producción
Sagunto	Júcar	Valencia	8	Explotación sin producción
Mutxamel	Júcar	Alicante	18	Explotación
Torre Vieja	Segura	Alicante	40/80	Explotación
Valdelentisco	Segura	Murcia	48	Explotación
Águilas	Segura	Murcia	60	Explotación
Bajo Almanzora	Sur	Almería	0/15	En obra
Carboneras	Sur	Almería	42	Explotación
Campo de Dalías	Sur	Almería	30	Explotación
Marbella	Sur	Málaga	20	Explotación
Atabal	Sur	Málaga	60	Explotación
Total			354/394/409	

Figura 1.3. Situación actual de las desaladoras en España, (Zarzo Martínez, 2020).

Existen diferentes tecnologías de desalación, las cuales se pueden agrupar en dos grandes grupos: los procesos de evaporación donde se obtiene agua dulce evaporando una parte del agua junto con las sales y los procesos de desalación con membranas.

En todos los procesos de desalación, independientemente de la tecnología aplicada, se obtendrán dos corrientes de salida del proceso; un efluente de agua dulce y un rechazo. El rechazo es la corriente de salida la cual tendrá una elevada concentración de sales, esta corriente se denomina salmuera. Las características del rechazo dependerán del agua de alimentación que se desale y del rendimiento de separación, el cual será distinto en función de la tecnología aplicada.

La desalación tiene grandes beneficios como el incremento de los recursos y de la calidad del agua, aunque todavía existe una necesidad de mejora en temas relacionados con la reducción de consumo de energía y problemas ambientales, (Zarzo Martínez, 2017).

1.1.3 Situación de la desalación en España

Como referencia de la situación de la desalación en España se presentan los datos oficiales publicados en el Anuario de la Asociación Internacional de Desalación, correspondientes a Noviembre de 2008, (Guía de desalación, 2009).

En la Figura 1.4 se observa que la Ósmosis inversa (RO) es la tecnología de implantación mayoritaria en comparación con las tecnologías de evaporación que no están tan desarrolladas, dado a su gran consumo energético y con otras tecnologías de membranas como serían la electrodiálisis (ED) o la destilación de múltiple efecto (MED).

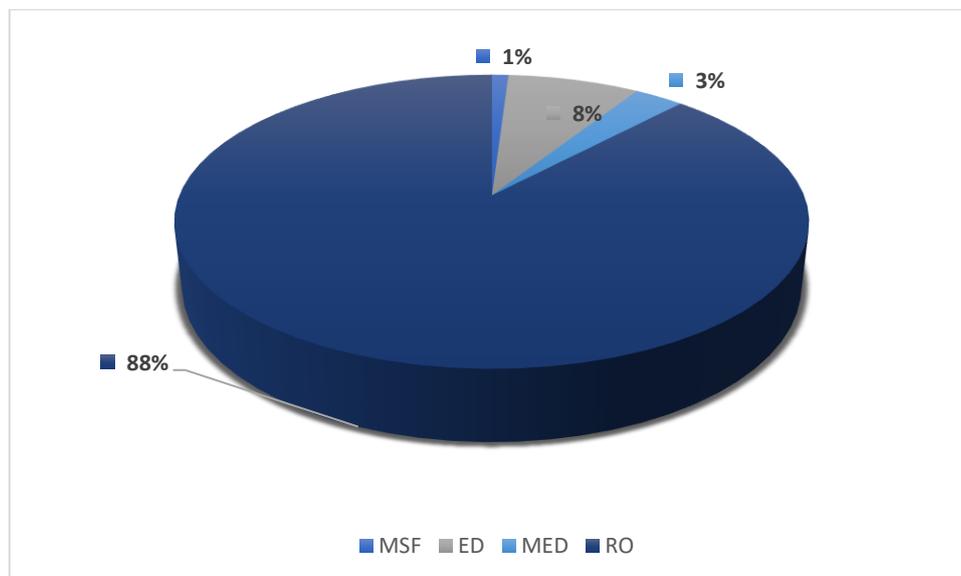


Figura 1.4. Capacidad instalada por tecnologías.

En la siguiente figura se representa la capacidad instalada por origen de agua bruta, donde cabe destacar que alrededor del 60% del agua que se desala en España procede del agua de mar.

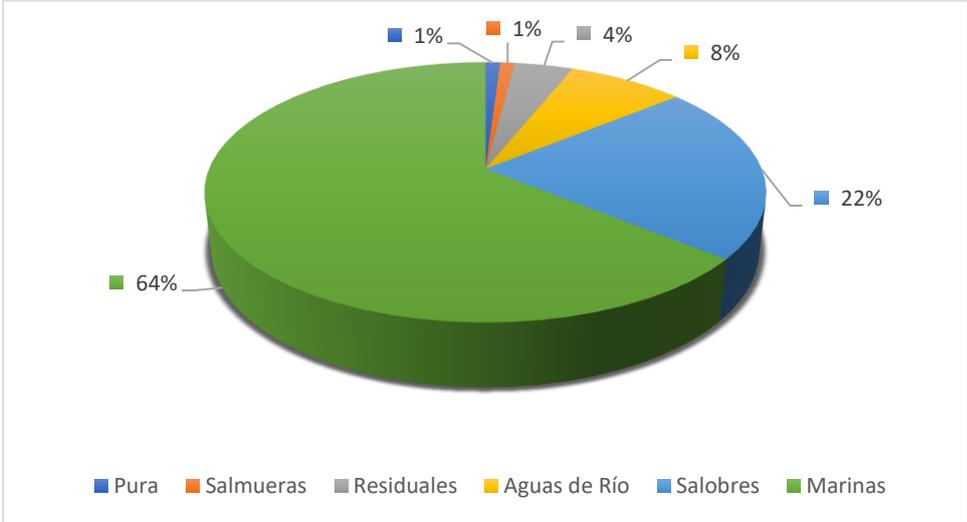


Figura 1.5. Capacidad instalada por origen de agua bruta.

La Figura 1.6. muestra que la mayoría del agua desalada es de uso municipal, es decir, producción de agua potable para consumo humano. El segundo uso del agua desalada es para el regadío, el cual tiene una diferencia de utilización significativa respecto del primero.

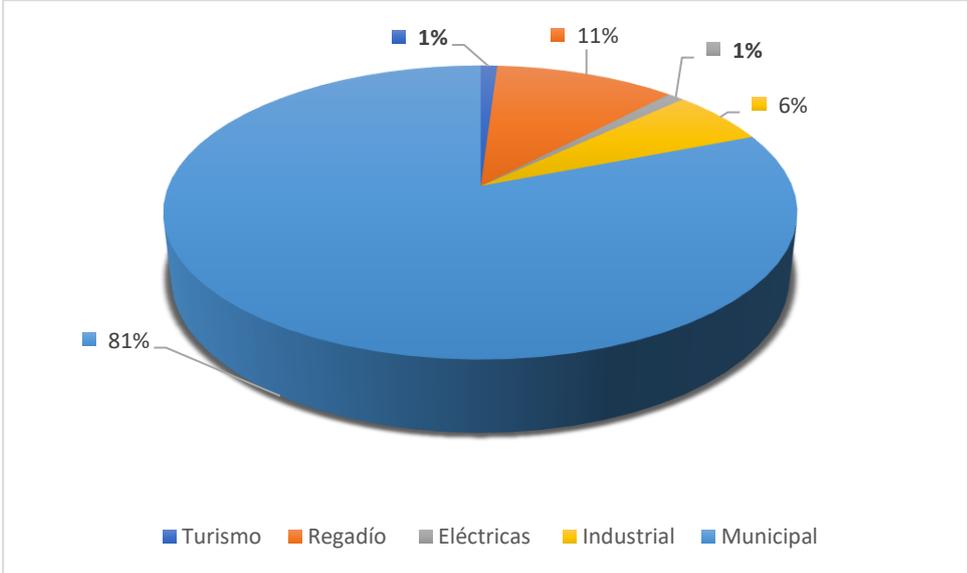


Figura 1.6. Capacidad instalada por tipo de usuario final.

1.1.4 Futuro de la desalación en España

En España el suministro natural de agua ha sido completado con la ayuda de las plantas desaladoras, no está previsto la implantación de nuevas desaladoras al considerarse que las necesidades están cubiertas. No obstante, esto podría cambiar en el futuro si se agravan los efectos del cambio climático.

En el caso de las desaladoras cuya finalidad es mejorar la calidad de las aguas continentales su situación es diferente, pues ayudan a cumplir las exigencias de las legislaciones de agua potable. Por lo cual, en este tipo de desaladoras la implementación de nuevas tecnologías de membranas es cada vez más frecuentes. Además con este tipo de tecnología se pueden afrontar los nuevos retos de los contaminantes emergentes como microplásticos y riesgos microbiológicos.

Las plantas de desalación con membranas han permitido en la actual crisis sanitaria el suministro de agua potable y el saneamiento durante el periodo de confinamiento. Pues, las membranas presentan una barrera para los virus, por tanto, utilizando este tipo de tecnología la seguridad microbiológica está garantizada, (Zarzo Martínez, 2020).

1.2 Métodos de desalación

1.2.1 Ósmosis inversa

El fenómeno de ósmosis tiene lugar cuando se enfrentan dos soluciones de diferente salinidad y el agua fluye a través de la membrana desde la solución de menor salinidad hacia la que presenta una mayor concentración de sales. Este fenómeno sucede naturalmente ya que el sistema quiere alcanzar el equilibrio, es decir, presentar la misma concentración de sales en ambos lados de la membrana. La presión osmótica es la fuerza que provoca el movimiento del agua de un compartimento hacia el otro y está relacionada con la concentración de sales presente en cada solución, (Guía desalación, 2009).

En la ósmosis inversa se quiere conseguir que el agua fluya desde el compartimento más concentrado hacia el que presenta una menor concentración de sales. Para ello, se aplica una fuerza superior a la presión osmótica en el compartimento de la solución concentrada.

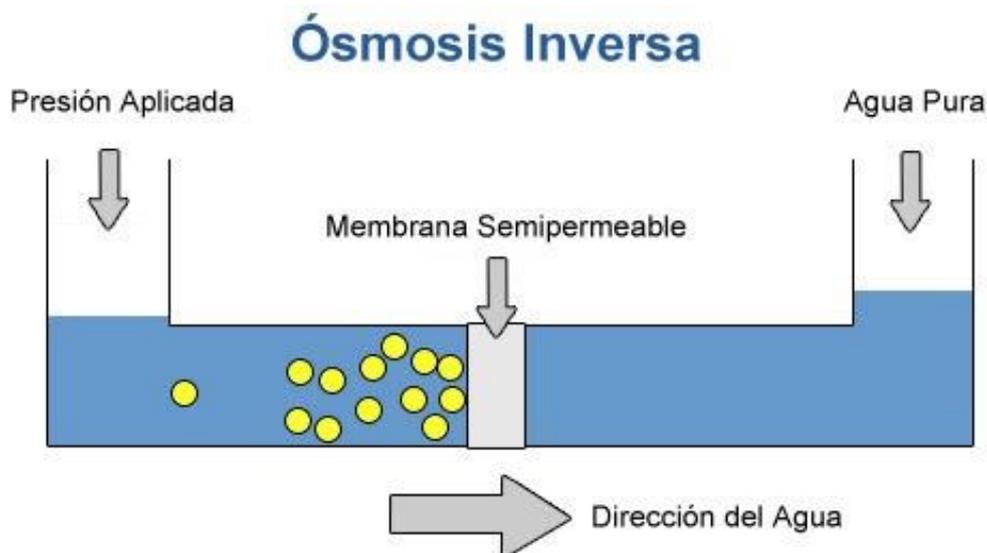


Figura 1.7. Esquema funcionamiento ósmosis inversa.

Es uno de los procesos más utilizados en desalinización por su efectividad en la creación de agua para el consumo humano y no presentar altos costes de inversión. Si bien, la ósmosis inversa es un proceso que consume una alta cantidad de energía debido a que hay que aplicar una fuerza externa que se opone al desplazamiento natural del equilibrio. También presenta un elevado coste de construcción de los módulos de ósmosis, (Colomina, 2016).

Los equipos fundamentales de los que se componen un módulo de ósmosis inversa a nivel industrial son las bombas, las tuberías y el módulo a presión con las membranas de ósmosis. Las bombas impulsan el agua de mar pretratada a los módulos a presión donde se encuentran las membranas de ósmosis. Del módulo de ósmosis salen un conjunto de tuberías las cuales unas conducen el concentrado o salmuera a vertido y otras llevan el permeado o agua desalada, el cual se llevará a postratamiento. En la siguiente figura se observa un módulo de ósmosis inversa industrial.

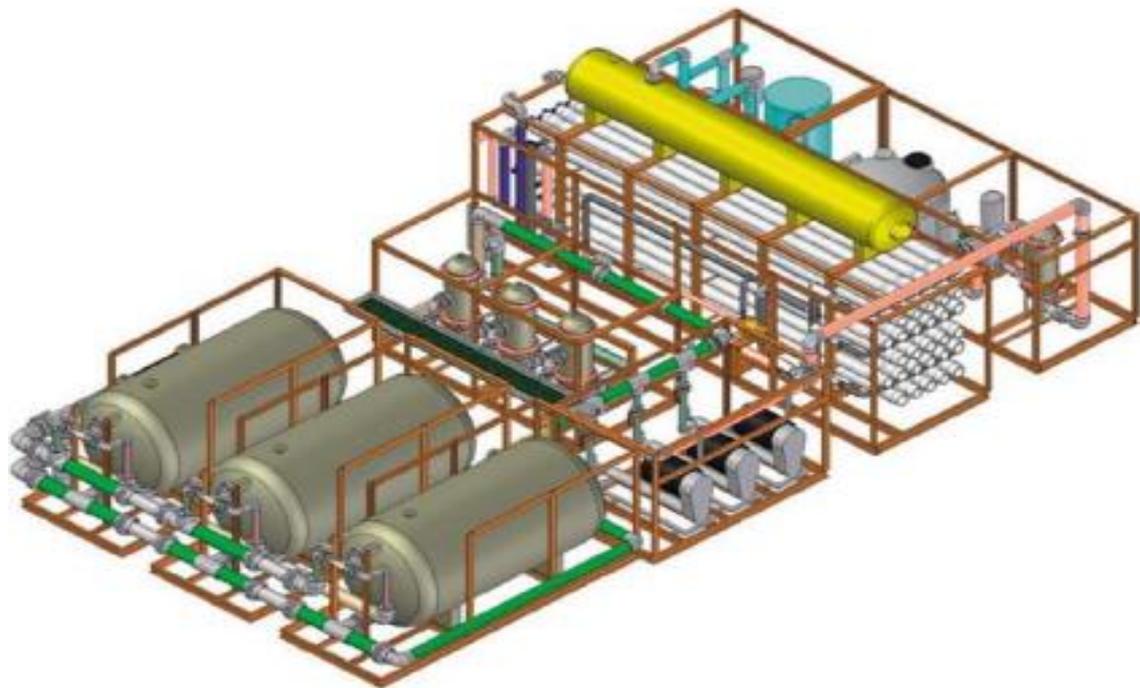


Figura 1.8. Representación módulo de ósmosis inversa, (Guía desalación, 2009).

1.2.2 Nanofiltración

Mediante la nanofiltración se consigue la separación de sustancias de bajo peso molecular como sales, azúcares y minerales disueltos. Es una tecnología de filtración de flujo cruzado, con un tamaño del poro de aproximadamente 1 nanómetro.

El problema de la nanofiltración en los procesos de desalación es que no representa una barrera para todo tipo de sales. Esto es debido a que dependiendo del tipo de membrana y del tipo de sales la permeabilidad será mayor o menor.

Las membranas de nanofiltración suelen tener una mayor permeabilidad a los iones monovalente. Normalmente estas membranas se emplean cuando se quiere tener en el rechazo iones di-,tri-,tetra- valentes y en el permeado iones monovalentes. Por tanto, estas membranas funcionan como ion selectivas, (Guía desalación, 2009).

1.2.3 Electrodiálisis

1.2.3.1 Definición

La electrodiálisis es un proceso electroquímico en el cual se aplica un campo eléctrico a una disolución o efluente acuoso, donde las sustancias que los componen se separan en su forma iónica. Para ello se utilizan membranas selectivas catiónica o aniónicas, a través de las cuales se producirá el transporte de iones. La fuerza impulsora del proceso es una diferencia de potencial eléctrico y de concentración entre los compartimentos separados por las membranas, (López García, 2005).

La configuración de la celda de electrodiálisis consiste en membranas de intercambio aniónicas y catiónicas situadas de forma alterna entre el cátodo y el ánodo. En la intercalación estratégica de las membranas aniónicas y catiónicas se pueden situar unos espaciadores, cuya función es dirigir las corrientes de la disolución y ayudar a la dispersión del líquido por las membranas, (Lara, 2016).

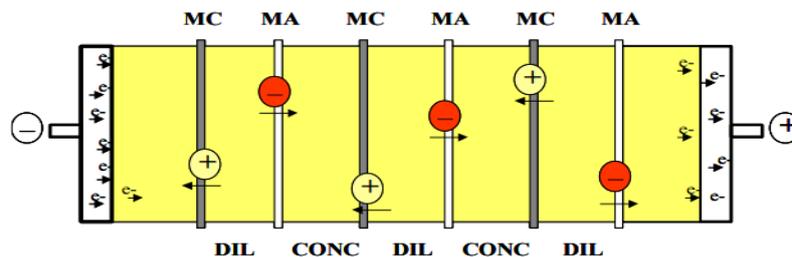


Figura 1.9. Esquema general de la electrodiálisis.

Como se observa en la figura anterior al aplicar una diferencia de potencial eléctrico se produce una corriente eléctrica, la cual hace que los cationes migren hacia el cátodo a través de las membranas de intercambio catiónico (MC) y los aniones hacia el ánodo a través de las membranas de intercambio aniónico (MA). Debido a esta migración, los cationes y aniones quedan retenidos en el compartimiento hacia el cual han migrado, pues se encuentran con una membrana de la misma polaridad. A causa de este fenómeno se obtiene alternadamente en los compartimentos disoluciones electrolíticas concentradas y disoluciones diluidas.

1.2.3.2 Aplicaciones

Entre las aplicaciones de la electrodiálisis se encuentra las técnicas de síntesis química o bioquímica, procesamiento de alimentos y control de la contaminación.

Sin embargo, la electrodiálisis no es económicamente tan competitiva como otras técnicas de separación con membranas como la ósmosis inversa, la ultrafiltración y la microfiltración. Las principales razones son el alto coste de los electrodos y de las membranas de intercambio iónico que, además, tienen un tiempo de vida relativamente corto cuando se trabaja en un campo eléctrico de alta densidad.

Por lo anterior, se suele utilizar la integración de la electrodiálisis con otras operaciones químicas que se pueden clasificar en los siguientes grupos, (Tongwen & Chunchai, 2008):

- Integración de la electrodiálisis con unidades de intercambio iónico, adsorción, absorción, destilación, electrolisis, extracción de complejos y stripping, que se utilizan en la separación química y usos ambientales.
- Integración de la electrodiálisis con membranas cuya fuerza impulsora es la diferencia de presiones como la microfiltración, la ultrafiltración, la nanofiltración y la ósmosis inversa, que se utilizan a menudo en el tratamiento del agua, pretratamiento de los alimentos, fraccionamiento de los productos bioquímicos y la concentración y desalinización del agua de mar.
- La integración de la electrodiálisis con operaciones de unidades bioquímicas, como la fermentación; los reactores biológicos de membrana, que se utilizan en la separación de productos bioquímicos; y tratamiento de las aguas residuales.

1.2.3.3 Tipos de membranas

En el campo de la electrodiálisis se encuentran dos familias de membranas, (Lara, 2016):

Membranas monopolares: permite el flujo de un único tipo de ion. Donde se distinguen:

- Membranas de intercambio aniónicas (MIA): permiten el flujo de aniones. La matriz de este tipo de membranas está formada por grupos orgánicos de carga positiva normalmente amonio cuaternario, el cual permite la migración de aniones cuando se somete a una diferencia de potencial eléctrico.
- Membrana de intercambio catiónicas (MIC): permiten el paso de cationes. La matriz de estas membranas está formada por grupos orgánicos de carga negativa como ácidos sulfónicos (SO_3^-) o ácidos carboxílicos (COO^-), estos grupos permiten la migración de cationes cuando se someten a un campo eléctrico.

Membranas bipolares: están formadas por una membrana de intercambio aniónico y una de intercambio catiónico. Existen dos tipos de configuraciones de las membranas bipolares, una donde ambas membranas están en contacto directo y otra donde las membranas están separadas por un medio poroso.

Las membranas monopolares se pueden dividir a su vez en subgrupos dependiendo de su selectividad hacia las diferentes sustancias, (Abenza, 2018):

Membranas estándar: permiten el paso de cualquier anión (Membranas de intercambio aniónicas) o de catión (membrana de intercambio catiónicas).

Membranas selectivas a iones monovalentes: separan, dentro de una mezcla, iones monovalentes de polivalentes. En este subgrupo se encuentra las membranas aniónicas monovalentes que separan aniones de diferente valencia como Cl^- de SO_4^- y las membranas catiónicas monovalentes que separan cationes de diferente valencia como por ejemplo Na^+ del Ca^{2+} .

Membranas de ácidos monopróticos: Solo existen para membranas de intercambio aniónicas, dejan pasar los iones de la base conjugada de los ácidos monopróticos como ácido clorhídrico o ácido fluorhídrico.

Membranas reforzadas de alta estabilidad: son membranas tanto catiónicas como aniónicas, las cuales tienen una estructura física y química robusta. Se sitúan en las posiciones finales de las celdas de electrodiálisis, protegiendo a los electrodos de iones indeseables.

Las propiedades de las membranas de intercambio de iones se determinan por: la densidad de la red de polímeros, el carácter hidrofóbico o hidrófilo de la matriz del polímero y la morfología de la propia membrana.

Entre las propiedades más buscadas de las membranas de intercambio iónico se encuentran: alta permeabilidad, baja resistencia eléctrica, buena estabilidad mecánica y de forma y alta estabilidad química y térmica, (H. Strathmann).

1.2.3.4 Fenómenos de transporte

La separación en los fenómenos de electrodiálisis se ve afectada por la carga y la concentración de iones en solución.

El fenómeno afectado por la carga se denomina migración iónica que es el movimiento de iones debido a un campo electrostático aplicado externamente. Al aplicar un campo eléctrico externo a la solución, el movimiento de cada ión se complementa con una dirección marcada por la interacción entre la carga iónica y el campo. Es decir, los cationes se desplazan hacia el electrodo cargado negativamente y los aniones hacia el cargado positivamente. Esto hace posible el flujo de iones de la corriente diluida hacia la concentrada, (Lower, 2020).

El fenómeno que define la separación por la concentración de iones en solución se denomina difusión, el cual es uno de los fenómenos de transporte que ocurren en la naturaleza de acuerdo con la ley de Fick, donde la difusión es inversamente proporcional al gradiente de concentraciones. Por tanto, la fuerza impulsora en este fenómeno es la diferencia de concentraciones iónicas entre los compartimentos, (Fraser, 2017).

A parte de estos fenómenos en las membranas también se produce la polarización por concentración, donde el soluto retenido se acumula en la superficie de la membrana y su concentración aumenta gradualmente. Esta concentración generará un flujo difusivo hacia la alimentación, pero después de un período de tiempo se

llegará de nuevo al régimen permanente. Las condiciones de régimen permanente se alcanzarán cuando el transporte convectivo del soluto a la membrana sea igual a la suma del flujo de permeado más el flujo difusivo en sentido contrario debido a la polarización de la membrana, como se puede observar en la Figura 1.10, (Nobel & Stern, 1995).

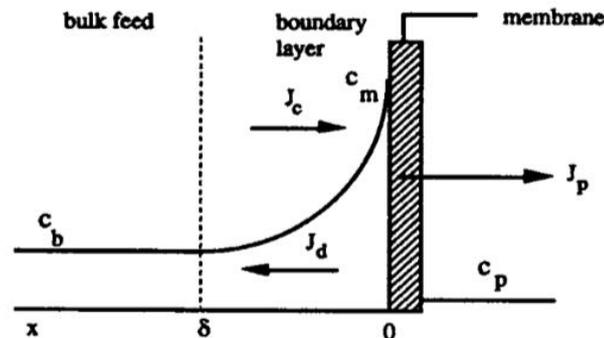


Figura 1.10. Perfil de polarización por concentración

Otro fenómeno que se puede producir en las membranas son las incrustaciones. El ensuciamiento puede definirse como la deposición irreversible de partículas retenidas, coloides, macromoléculas, sales, etc., en la superficie de la membrana o en el interior de la membrana en la pared de los poros, lo que provoca una disminución continua del flujo.

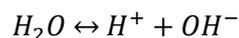
El fenómeno del ensuciamiento es específico para aplicaciones determinadas y difícil de describir teóricamente. Incluso para una cierta solución, el ensuciamiento dependerá de los parámetros físicos y químicos como la concentración, la temperatura, el pH, la fuerza iónica o la elección del material de la membrana.

Debido al transporte de masa en las pilas de electrodiálisis se produce el fenómeno de desalación, el cual da lugar al grado de desalinización alcanzado en los procesos de electrodiálisis. El grado de desalinización es un equilibrio de materia entre la alimentación y las soluciones concentradas y diluidas. Es una función del tiempo de residencia de las diferentes soluciones en las celdas, que a su vez depende de las velocidades de flujo de las soluciones, el área de la membrana de una célula y de la densidad de corriente aplicada, (H. Strathmann).

1.2.4 Electrodiálisis con membranas bipolares

1.2.4.1 Definición

La electrodiálisis con membranas bipolares se basa en los mismos fundamentos que la electrodiálisis convencional, pero incorpora membranas bipolares entre las membranas catiónicas y aniónicas. La característica principal de las membranas bipolares es que realizan la hidrólisis del agua en la región de transición. Mediante la disociación del agua se obtienen protones H^+ e iones hidroxilos OH^- , como se muestra en la siguiente reacción, (Abenza, 2018):



Una vez disociada el agua, estos iones son capaces de atravesar las membranas adyacentes, donde los protones migran a través de las membranas de intercambio catiónico (MIC) y los iones hidroxilo a través de las membranas de intercambio aniónico (MIA). Obteniéndose así en los diferentes compartimentos soluciones ácidas y alcalinas, por la unión de los iones producidos en la hidrólisis del agua con los iones disueltos.

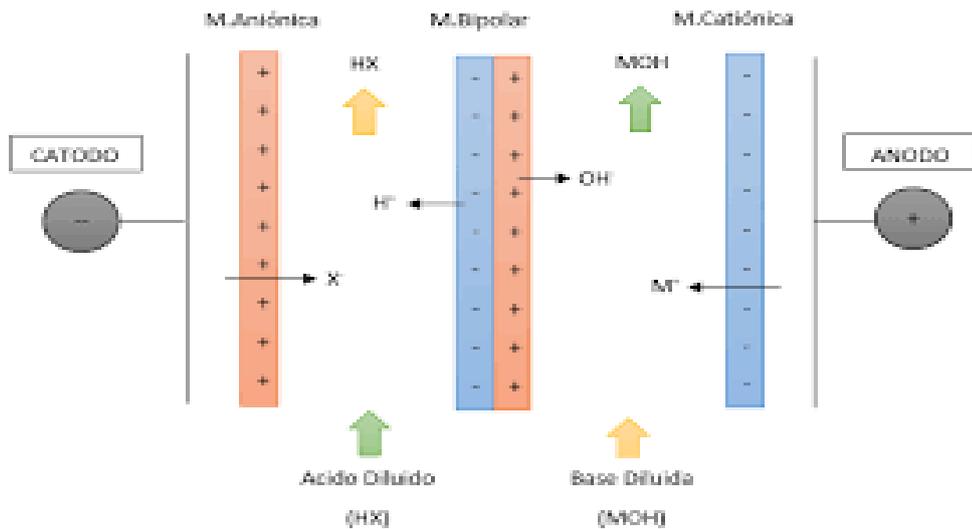


Figura 1.11. Producción de ácidos y bases con membranas bipolares.

En la siguiente figura se muestra el funcionamiento de la celda electrolítica con membranas bipolares:

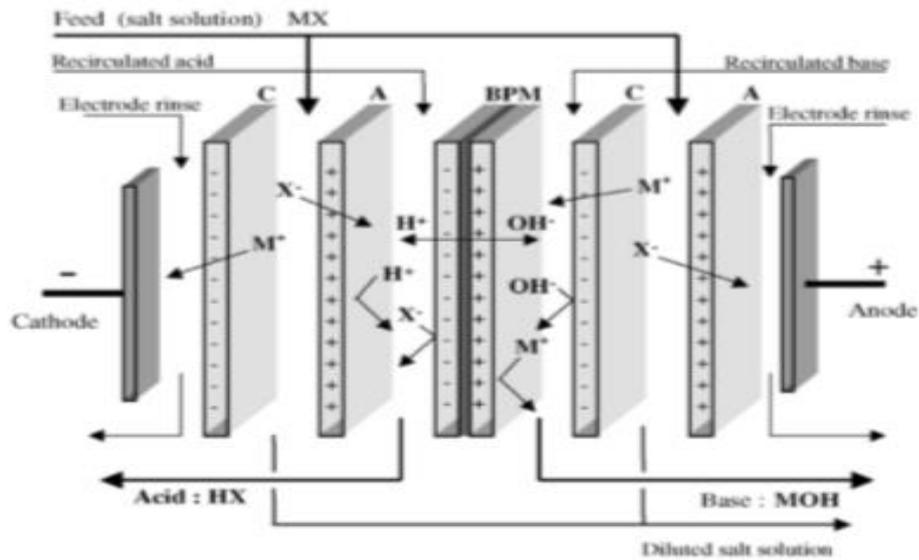


Figura 1.12. Celda de electrodiálisis con membranas bipolares.

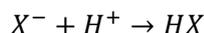
En ella se aprecia como la celda está compuesta por tres tipos de membranas MIA-MB-MIC, las cuales delimitan un espacio entre compartimientos, dejando así diferenciar distintas zonas, (Lara, 2016):

- Lavado de los electrodos: Esta zona se encuentra entre los electrodos y las membranas finales. Su función es evitar incrustaciones o subidas de temperatura.
- Alimentación de la solución: En esta zona se encuentra entre una membrana catiónica y otra aniónica, es donde se alimenta la corriente que se quiere diluir y suministra los iones necesarios para formar los ácidos y bases en las zonas contiguas.
- Zona de producción del ácido: delimitada por una MIA y la zona catiónica de la membrana bipolar, es la zona donde se obtiene el ácido.

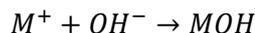
- Zona de producción de la base: delimitada por una MIC y la zona aniónica de la membrana bipolar, es la zona donde se obtiene la base.

Para concretar el procedimiento que tiene lugar en la celda de electrodiálisis bipolar, las sales presentes en la alimentación se disocian en aniones (X^-) y en cationes (M^+), donde los aniones migran a través de la MIA hacia el compartimento de ácido y los cationes a través de la MIC hacia el compartimento de base.

En el compartimento de ácido se produce la siguiente reacción de los aniones con los protones formados en la hidrólisis del agua:



Por otro lado, en el compartimento de base se produce la reacción de los cationes con los iones hidroxilos:



Finalmente se obtiene una corriente diluida, una de ácido y otra de base.

1.2.4.2 Aplicaciones

Entre las aplicaciones de EDBM se encuentran, (*G. Pourcelly, 2002*):

- Recuperación de HF/ácido mixto.
- Recuperación del sulfato, nitrato y aminos.
- Desulfuración del fuel gas.
- Recuperación de la producción de ácidos orgánicos.
- Procesamiento del potasio y los minerales.
- Producción de metóxido de sodio.
- Producción de ácido metansulfónico.
- Producción de agua de alta pureza.

La primera aplicación industrial de la electrodiálisis se utilizó, en 1987 en Pennsylvania, para el control de la contaminación y recuperación de recursos, mediante la recuperación de HF y HNO_3 de una corriente que contiene KF y KNO_3 generado en una planta de acero.

Hoy en día la aplicación más usada de las membranas bipolares es en la producción de sosa cáustica. A causa de la demanda mundial de cloruro de polivinilo y otros hidrocarburos clorados se ha desarrollado el mercado del cloro; el cual se produce generalmente por la electrólisis cloroalcalina en la que se obtiene la sosa cáustica. La sosa cáustica es un producto químico a granel que se utiliza en la industria de procesos químicos, así como en muchas otras aplicaciones relevantes. Si bien, por los problemas ambientales causados por los hidrocarburos clorados y su eliminación, la demanda de cloro disminuye constantemente y la demanda de sosa cáustica pronto superará a la producida en la electrólisis alcalina de cloro, por lo que el interés por la disociación electrolítica del agua como proceso alternativo aumenta rápidamente, (*Noble & Stern, 1995*).

Otra aplicación importante de la electrodiálisis con membranas bipolares en los procesos químicos es la recuperación de ácidos orgánicos presentes en las fermentaciones. Pues, el rendimiento de las fermentaciones es mejor cuando el pH es ligeramente más alto que el pKa del ácido orgánico que se producirá, lo cual se puede conseguir con la aplicación de electrodiálisis con membranas bipolares.

1.2.4.3 Configuración procesos de electrodiálisis con membranas bipolares

En los procesos de electrodiálisis con membranas bipolares existen tres configuraciones, (*G. Pourcelly, 2002*):

Configuración en batch: En esta configuración un volumen de solución salina va recorriendo la celda electrolítica a través de las membranas hasta que alcanza la concentración de producto deseada. La principal ventaja es que se ajusta fácilmente a las necesidades de demanda con respecto a la concentración del producto y flujo. La desventaja es el alto coste de los tanques, tuberías y control de procesos. Este tipo de operación se suele utilizar en aplicaciones de mediana y gran escala.

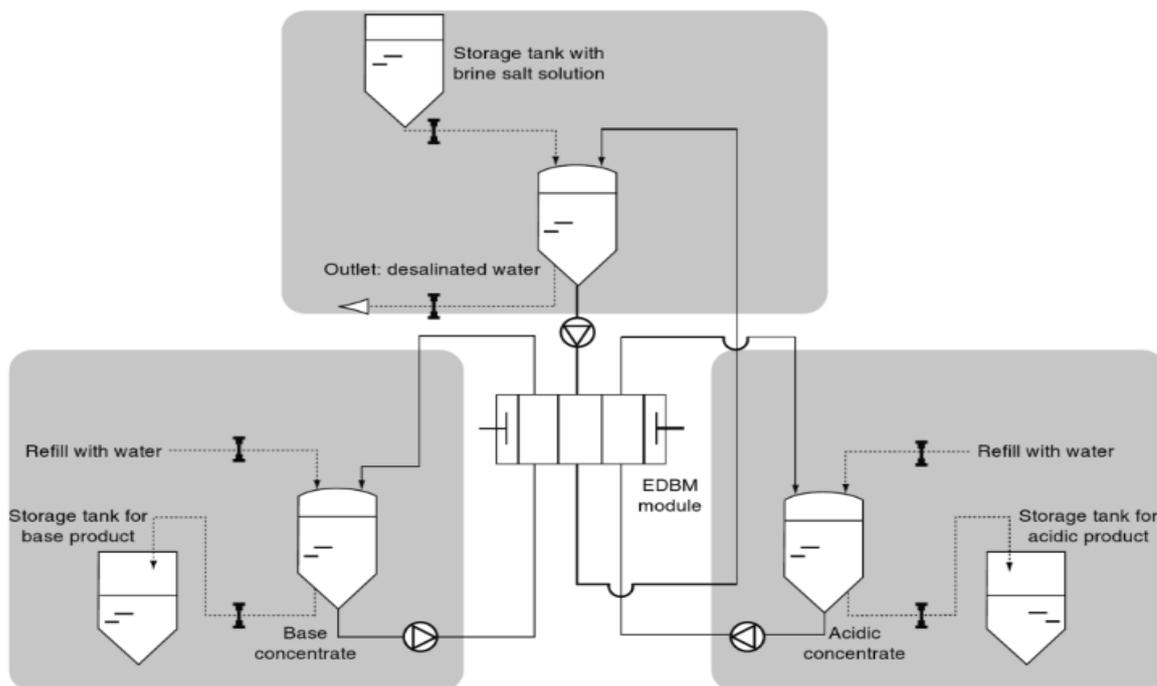


Figura 1.13. Diagrama de flujo de la configuración modo batch.

Modo alimentación purga: En esta configuración el flujo de proceso se lleva a cabo de manera continua. Una gran parte de la solución del proceso es reciclada y solo una pequeña parte no se vuelve a introducir en el proceso. En este modo se consigue una producción continua y en estado estable de operación.

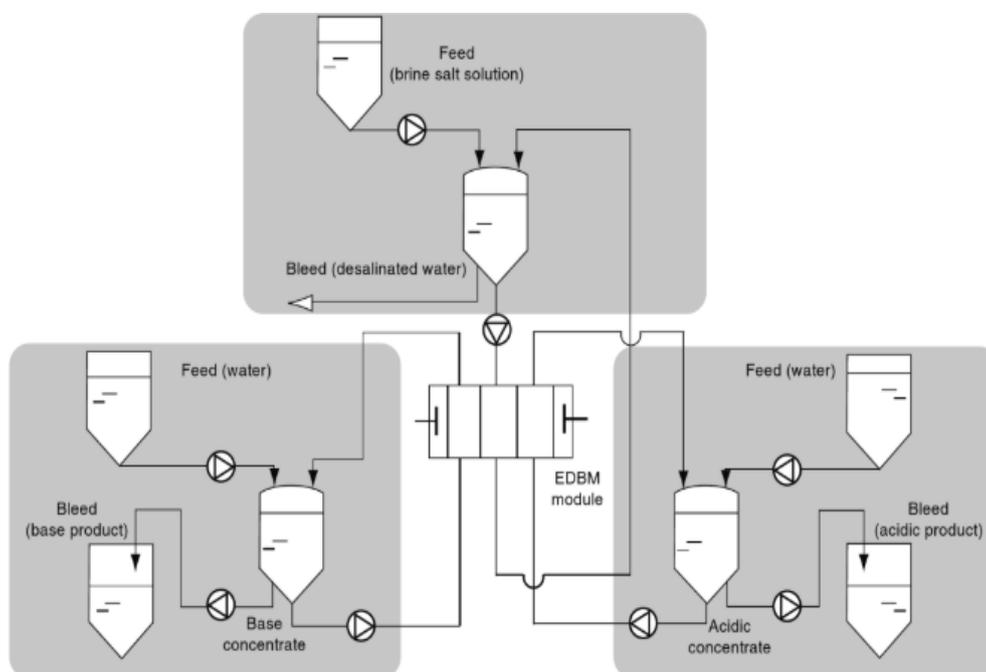


Figura 1.14. Diagrama de flujo de la configuración modo alimentación y purga.

Flujo continuo en un solo paso: Las ventajas de esta configuración son una producción continua, una disminución del gasto en tanques de almacenamiento intermedio, tuberías e instrumentación de control y un bajo consumo de energía. La desventaja es un ajuste posterior de la unidad a las condiciones de proceso alteradas lo cual es difícil.

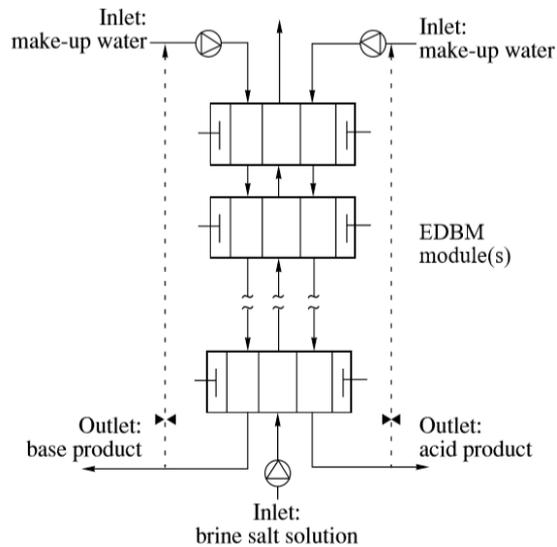


Figura 1.15. Diagrama de flujo continuo.

1.2.5 Proceso de evaporación instantánea multietapa

Este proceso es también conocido por sus siglas MSF, que corresponden al nombre en inglés de *Multistage Flash Evaporation*. El fundamento de este proceso es destilar agua de mar y condensar el vapor obtenido. Al condensar el vapor se recupera calor latente que sirve para calentar más agua. Para iniciar el ciclo se necesita un aporte externo de calor que realice el incremento de temperatura inicial necesario para comenzar el proceso.

La evaporación instantánea multietapa se compone de tres secciones principales, rechazo, recuperación y recalentador de salmuera cómo muestra la siguiente figura.

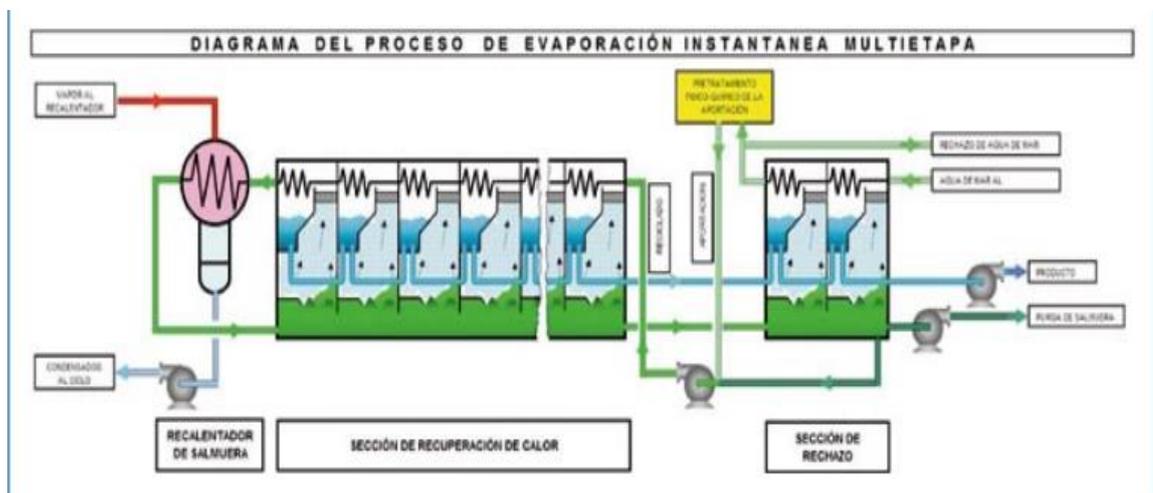


Figura 1.16. Diagrama del proceso de evaporación instantánea multietapa, (*Guía desalación, 2009*).

El proceso MSF comienza en la salida del recalentador, donde la salmuera se encuentra a la temperatura máxima admisible y se introduce por la parte inferior del primer evaporador de la sección de recuperación de calor.

En esta primera etapa la salmuera se encuentra a una presión menor de la presión de saturación de la temperatura a la que se encuentra, por tanto, se evapora para poder alcanzar el equilibrio. El vapor pasa por unas mallas separadoras de gotas, las cuales no permiten el paso de las gotas de salmuera que acompañan al vapor. En la superficie de los tubos del condensador se condensa el vapor y las gotas de condensado son recogidas en una bandeja. La salmuera se queda en la parte inferior y pasa a la siguiente etapa donde su presión vuelve a ser menor que la de saturación y se repite el ciclo de evaporación y condensación hasta la última etapa.

En la última etapa o etapa de rechazo el fluido frío que pasa por el interior de los tubos del condensador es el agua de mar procedente de las tomas. A la salida de esta etapa el agua que circula por el interior del condensador ha aumentado su temperatura, una parte de ella se vuelve a verter en el mar y otra se trata químicamente formando el caudal de aportación.

El caudal de aportación se mezcla con una parte de la salmuera de la última etapa formando el caudal de reciclado, el cual se impulsa mediante la bomba de reciclado y constituye el fluido frío de los condensadores de la sección de recuperación de calor. A la salida de esta etapa el fluido casi ha alcanzado la temperatura necesaria para comenzar el ciclo, por tanto se introduce en el recalentador para alcanzar la temperatura máxima admisible, (*Ecoagua, 2009*).

1.2.6 Proceso de evaporación multiefecto en tubos horizontales

Este proceso también se conoce por sus siglas HTME, *Horizontal Tube Multieffect Evaporation*. El fundamento de este proceso es evaporar agua de mar, condensar el vapor obtenido y recuperar el calor latente de vaporización para calentar más agua de mar. El proceso de evaporación multiefecto en tubos horizontales se representa en la siguiente figura:

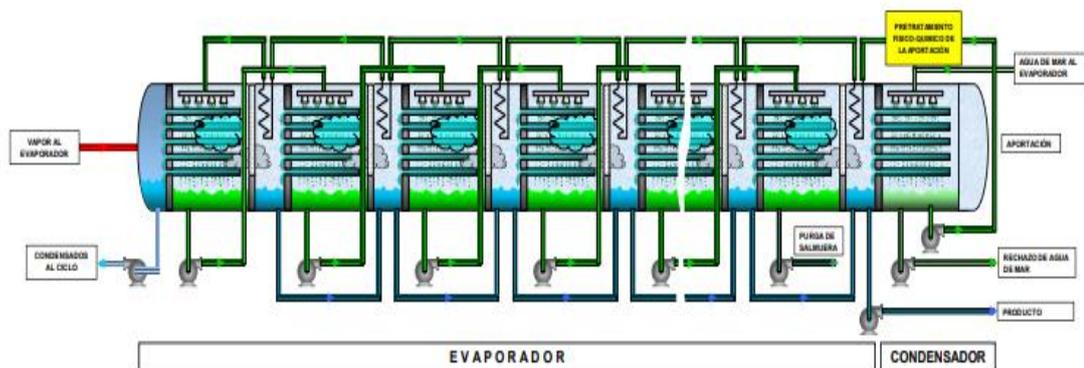


Figura 1.17. Diagrama de flujo evaporador multiefecto en tubos horizontales, (*Ecoagua, 2009*).

Este proceso se divide en dos partes el condensador que es el punto más frío del evaporador y los efectos. En el primer efecto está el foco caliente del ciclo térmico, que aporta vapor el cual circula por el interior de los tubos del condensador.

En el exterior de los tubos se rocía agua de mar lo que hará que esta se evapore formando un vapor y que el vapor del interior de los tubos condense. El agua de mar evaporada pasa por un separador de gotas, el cual separa las gotas de salmuera del vapor antes de introducir el vapor producido en la siguiente etapa. En esta etapa igual que en la anterior, el vapor que circula por el interior de los tubos condensará mientras que el agua de mar que está siendo rociada se evaporará. El agua de mar rociada en esta etapa es aquella que en la etapa anterior no ha podido evaporarse.

Este proceso se va repitiendo en cada efecto, hasta llegar al condensador final, donde se condensa el vapor del efecto anterior pero el agua de mar al rociar una mayor cantidad no se evaporará si no que aumentará su temperatura. El agua de mar calentada en el condensador final parte se vierte de nuevo en el mar y otra parte se bombea a efectos anteriores, (*Ecoagua, 2009*).

1.2.7 Proceso de compresión de vapor

El proceso de compresión de vapor está formado por un compresor, un evaporador de una o varias etapas y un intercambiador de calor líquido/líquido. El funcionamiento se va a describir basándose en la siguiente figura:

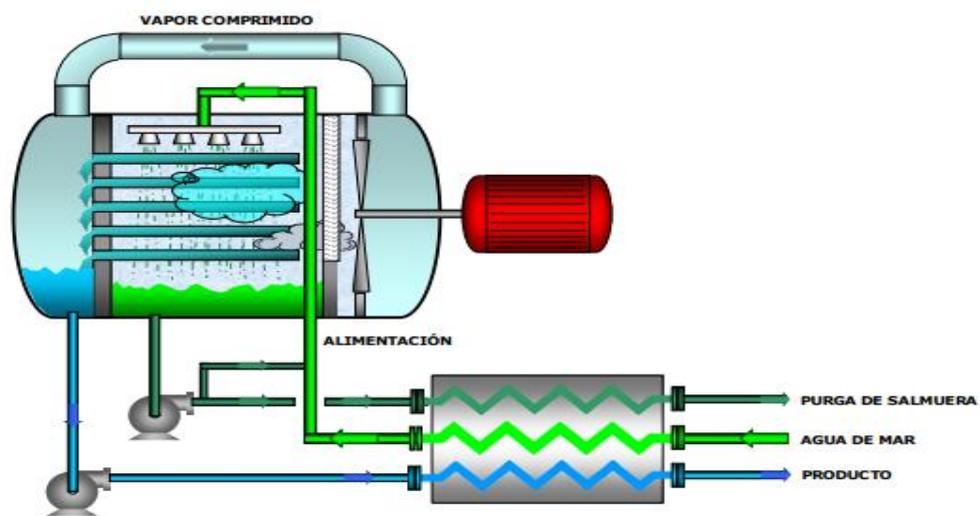


Figura 1.18. Diagrama de flujo del proceso de compresión mecánica con vapor, (*Ecoagua, 2009*).

El agua de mar procedente de las tomas se calienta haciéndola circular por el interior del intercambiador, el agua calentada se mezcla con una parte de la salmuera formando la alimentación del evaporador. En el interior del evaporador la alimentación se rocía sobre el exterior de los tubos, al rociarla alcanza una temperatura de saturación conforme a la presión en el interior del evaporador, por tanto, parte de la alimentación se evapora. La parte evaporada se conduce a un separador de mallas donde se separan las gotas de salmuera que vayan junto al vapor. Al salir del separador el vapor entra en la aspiración del compresor, el cual lo comprime convirtiéndolo en un vapor recalentado. Este vapor circula por el interior de los tubos del evaporador cediendo así una parte de su calor sensible a la alimentación convirtiéndola en vapor.

El producto que circula por los tubos del evaporador, se extrae con una bomba y cómo aún conserva una parte de su calor sensible es enfriado en el intercambiador calentando el agua de mar de entrada.

La salmuera que no se ha evaporado cae en el fondo del evaporador se extrae con una bomba y se divide en dos corrientes, una que se mezcla con el agua de alimentación y otra que se denomina purga de salmuera la cual como aún tiene calor sensible se enfría en el intercambiador calentando el agua de mar de entrada, (*Ecoagua, 2009*).

1.3 Operaciones de separación con membranas

Como se ha señalado anteriormente, la desalación puede ser realizada mediante operaciones de separación con membranas. En este apartado se realizará una presentación de las características y tipos de las operaciones de separación con membranas.

1.3.1 Descripción y características generales

Las operaciones de separación con membranas se basan en la utilización de membranas, las cuales son una lámina fina de material polimérico que permite el paso selectivo de sustancias en función de sus propiedades físicas y químicas, cuando se aplica una fuerza impulsora. Las fuerzas impulsoras aplicadas pueden ser debidas a una diferencia de presión, concentración o de potencial eléctrico.

La selectividad de este tipo de operación depende tanto del tamaño de los poros de la membrana y su estructura como de la afinidad química entre las sustancias a separar y las propiedades de la membrana (Vilches, 2020).

Las operaciones de separación con membranas (Figura 1.19.) se basan en obtener de una alimentación (F) dos corrientes de productos, una enriquecida por los componentes que mejor pasan por la membrana permeado (P) y otra compuesta por los componentes que peor pasan por la membrana rechazo (R), (Ollero, 2020).

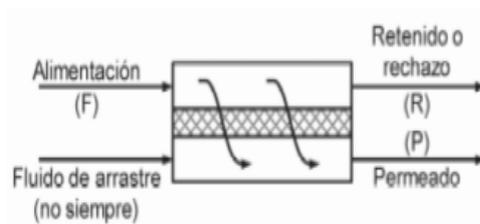


Figura 1.19. Separación con membranas.

1.3.2 Tipos de operaciones de separación con membranas

En la Tabla 1.1 se muestra una clasificación de los procesos de separación con membranas para sistemas líquidos.

Tabla 1.1. Tipos de operaciones de separación con membranas, (Vilches, 2020).

Fuerza impulsora	Factor de separación	Operación
ΔP	Tamaño	Microfiltración, Ultrafiltración.
ΔP	Tamaño, Afinidad	Nanofiltración, Ósmosis inversa
ΔC	Afinidad	Ósmosis directa
ΔC	Carga, Tamaño	Dialisis
ΔE	Carga eléctrica	Electrodialisis, Electrodesionización
ΔP	Punto de ebullición, Solubilidad	Perevaporación
ΔT	Presión de vapor, Difusividad	Destilación con membranas

Una vez presentados los diferentes tipos de operaciones de separación con membranas se prosigue con una breve descripción de cada uno de ellos:

Microfiltración: En esta operación se trabaja a presión por ello las membranas suelen ser resistentes, estas están formadas por PP o de PVDF y se protegen con filtros de cartucho. Mediante esta operación se separan coloides en suspensión o sólidos disueltos de tamaños pequeños (1-10 μm). La limpieza de las membranas se realiza con un lavado a contracorriente y si hay incrustaciones con soluciones químicas.

Ultrafiltración: Es un proceso de separación utilizado tanto para concentrar como purificar compuestos, con él se consigue la eliminación prácticamente total de sólidos en suspensión, aceites y grasas. Se utiliza en membranas de fibra hueca a depresión de polipropileno (PP) y de polietileno (PE). La limpieza se realiza con productos recomendados por fabricantes y para evitar incrustaciones se dosifican coagulantes y antiincrustantes.

Nanofiltración: Consigue la separación de sustancias de bajo peso molecular como sales, azúcares y minerales disueltos. Es una tecnología de filtración de flujo cruzado, donde el tamaño de poro es de aproximadamente 1 nm.

Ósmosis inversa: Es un proceso de alta presión donde se ejerce una fuerza superior a la presión osmótica en dirección opuesta al proceso de ósmosis, consiguiendo separar las sustancias que se encuentran en el agua, donde por un lado de la membrana existe un concentrado y al otro una solución diluida, (*Carbotecnia, 2020*).

Ósmosis directa: Consiste en la difusión de un solvente a través de una membrana selectiva semipermeable desde una solución diluida a una disolución concentrada debido a un gradiente de potencial químico. La diferencia de potencial químico se debe al enfrentamiento de dos soluciones de diferentes concentraciones.

Diálisis: Proceso que separa moléculas según su tamaño, consiste en la movilización de líquido con partículas de un compartimento líquido a otro. Una de las aplicaciones más importante de este proceso es en el campo de la medicina, (*Vilches, 2020*).

Electrodiálisis: Consiste en concentrar o diluir soluciones que contienen iones mediante el uso de membranas intercambio iónico y la aplicación de un potencial eléctrico. Se utiliza en la industria alimentaria, desalación de agua...

Electrodesionización: Proceso que emplea la combinación de membranas de intercambio iónico, resinas de intercambio iónico y un campo eléctrico de corriente continua para desionizar el agua. Se utiliza para obtener agua de alta pureza en la industria farmacéutica, microelectrónica e industria energética, (*Energiza, 2011*).

Pervaporación: Proceso en el que se aplica membranas poliméricas no porosas para el transporte de una fase líquida a una fase gas. Como implica un cambio de fase de líquido a vapor de los componentes que permean se tiene que aplicar la energía necesaria para la vaporización. Se utiliza para separar mezclas líquidas donde algunos componentes se encuentren en pequeñas proporciones, (*Grupo de Investigación, Tecnología de membranas y procesos hídricos, 2020*).

Destilación con membranas: Consiste en un proceso térmico donde se utiliza una membrana hidrofóbica que es permeable al vapor. Por tanto, se produce una evaporación de la alimentación, un transporte del vapor a través de la membrana y una condensación en el lado del permeado. La fuerza impulsora en este proceso es la diferencia de presiones de vapor en ambos lados de la membrana. Se utiliza en la producción de agua pura, desalación de la salmuera, eliminación de tintes, concentrado de ácido...

1.3.3 Tipos de membranas

Las membranas se pueden agrupar en tres grandes grupos según el material del que están compuestas, (*Palacio, 1998*):

Membranas orgánicas: Se fabrican a partir de polímeros orgánicos. Las propiedades de las membranas poliméricas dependen de la naturaleza física y química del polímero, la cual determinará la interacción con los componentes a separar y el método de preparación de la membrana que determinará su estructura. Este tipo de membrana según su estructura se puede dividir en porosas o densas.

Membranas inorgánicas: Se fabrican mediante compuestos inorgánicos. Este tipo de membrana posee una gran estabilidad química, mecánica y térmica. Dentro de las membranas inorgánicas se pueden diferenciar tres tipos diferentes: metálicas, vidrio y cerámicas.

Membranas mixtas: Están compuestas por dos capas una formada por un polímero y la otra por un material inorgánico, esta capa aporta las propiedades de las membranas inorgánicas. Por otro lado, la capa del material polimérico se elegirá en función de la aplicación de la membrana.

Desde el punto de vista de la configuración las membranas se pueden clasificar en, (*Palacio, 1998*):

Membranas simétricas: Son más o menos homogéneas, es decir, están formadas por el mismo componente químico, tienen las mismas propiedades morfológicas y químicas a ambos lados de la membrana.

Membranas asimétricas: Presentan propiedades funcionales distintas en ambas caras de la membrana. Formadas por una estructura de doble capa, donde la primera capa (capa fina) aporta las características funcionales a la membrana y su espesor suele ser pequeño y la segunda capa (capa porosa) posee poros de mayor tamaño lo que aporta la resistencia mecánica a la membrana.

1.3.4 Tipos de módulos

Los diferentes tipos de membranas se disponen en módulos diseñados para tener una alta densidad de empaquetamiento, resistencia al ensuciamiento y facilidad de limpieza. Los tipos de módulos existentes son, (*Ollero, 2020*):

Placa y marcos: Se asemejan a los filtros prensa, presentan una alta resistencia al ensuciamiento y facilidad de limpieza. Este tipo de módulos se emplean en aplicaciones como microfiltración, electrodiálisis y pervaporación.

Lámina en espiral: Se compone por membranas y espaciadores enrollados alrededor de un tubo central de recolección de permeado, presenta una facilidad de limpieza aceptable y una resistencia al ensuciamiento moderada. Se emplea en osmosis inversa, nanofiltración, ultrafiltración, microfiltración y permeación de gases.

Fibra hueca: Este tipo de módulo tiene una estructura similar a un intercambiador carcasa y tubo, donde la alimentación entra por los tubos y sale por la carcasa o al revés. Este tipo de módulo presentan una baja facilidad de limpieza y una baja resistencia al ensuciamiento. Entre sus aplicaciones se encuentra la osmosis inversa y la permeación de gases.

Tubular: En este tipo de módulos la alimentación entra por los tubos, el permeado atraviesa la estructura porosa y se recoge en la carcasa, presentan una alta facilidad de limpieza y resistencia al ensuciamiento. Se utilizan en operaciones como nanofiltración y ultrafiltración.

1.3.5 Ventajas e Inconvenientes

Algunas de las ventajas de las operaciones de separación con membranas son, (*Advantages and disadvantages of membrane separation, 2020*):

- Este tipo de operación puede ser utilizado en diferentes procesos, pues, es capaz de separar partículas de diferentes tamaños.
- Al estar las membranas compuestas tanto de polímeros como de materiales inorgánicos, existe un gran control sobre la selectividad del proceso.
- Las plantas que utilizan membranas presentan diagramas de flujo sencillos, ya que no necesitan muchos equipos de impulsión ni un sistema de control complejo.
- Estos procesos pueden recuperar componentes valiosos presentes en pequeñas proporciones en la corriente de alimentación.

Entre los inconvenientes de las operaciones de separación con membranas se encuentra:

- Los procesos de membrana rara vez producen dos productos puros, es decir, una de las dos corrientes está casi siempre contaminada con una cantidad menor de un segundo componente.

- Pueden existir incompatibilidades entre las membranas y la solución a tratar, esto puede suceder con soluciones que contienen altas concentraciones de diversos compuestos orgánicos. Frente a estas soluciones muchas membranas de base polimérica pueden disolverse, hincharse, debilitarse hasta el punto que su vida útil se vuelva muy corta o que las selectividades disminuyan.
- Los módulos de membrana no pueden trabajar a temperaturas mucho más altas que la temperatura ambiente. Esto es debido a que muchas membranas están formadas por polímeros y estos no mantienen su integridad física a mucho más de 100°C. Esta limitación por temperatura hace que existan procesos químicos que no son compatibles con una separación de membranas.
- Estos procesos no suelen trabajar con grandes corrientes de alimentación.
- La separación con membranas puede tener problemas de ensuciamiento dependiendo del tipo de alimentación, el cual puede disminuir la permeación a través de la membrana.

1.3.6 Ventajas e inconvenientes de la electrodiálisis en comparación con nanofiltración y ósmosis inversa

Las ventajas que presenta la electrodiálisis en comparación con la nanofiltración y la ósmosis inversa son, (*H. Strathmann*):

- Alta tasa de recuperación de agua, incluso en agua cruda con alto contenido en sulfatos.
- Operación a temperaturas elevadas.
- Menos obstrucción de las membranas o incrustaciones debido a la inversión del proceso.
- Menos pretratamiento del agua cruda.
- Las membranas de intercambio de iones toleran un mayor nivel de cloro y valores extremos de pH.
- El proceso puede ajustarse fácilmente a la calidad variable del agua de alimentación.
- Fácil inicio y cierre del proceso para un funcionamiento intermitente.

Algunas de las desventajas de la electrodiálisis comparándola con los otros dos procesos son, (*H. Strathmann*):

- Los componentes tóxicos como virus y bacterias no se eliminan con la electrodiálisis.
- La generación de gas cloro en el ánodo puede llevar a problemas de corrosión en los alrededores de la planta si la ventilación es insuficiente.

2 OBJETIVO

El objetivo principal del presente Trabajo de Fin de Grado ha sido diseñar una planta de tratamiento de aguas salobres cuyo producto podría ser utilizado potencialmente en diferentes usos; como: consumo humano, reutilización en baldeo de calles, lavado de parques automovilísticos y riego de jardines e instalaciones deportivas; así como en diferentes usos industriales. Para ello, desde un punto de vista conceptual se ha realizado un diseño versátil con el objeto de que la planta pueda acometer el tratamiento de diferentes tipos de aguas salobres mediante la incorporación de distintas unidades de pretratamiento y de postratamiento a la unidad de electrodiálisis y, con ello, poder adecuar la calidad del agua obtenida a los diferentes usos posibles.

El diseño llevado a cabo tiene la particularidad de que la operación principal de eliminación del contenido salino de las aguas se ha realizado mediante una operación de electrodiálisis; por lo que uno de los objetivos específicos del trabajo ha sido acometer el diseño de esta unidad con las correspondientes ecuaciones que gobiernan la transferencia de masa y el consumo energético necesario. Además, se ha hecho un análisis de sensibilidad sobre la influencia de diferentes parámetros característicos de esta operación de membranas en el dimensionamiento de los equipos.

Asimismo, otro objetivo específico del trabajo ha sido estimar la viabilidad técnico-económica de la planta. Para ello, se ha optado por particularizar el diseño a una situación real industrial en la que se pueden producir salmueras en diferentes concentraciones. En particular, se ha tomado un caudal representativo de aguas salinas que pueden generarse en una industria asociadas a un proceso que pretende alcanzar el vertido cero de los efluentes de la misma.

Con ello, se ha pretendido particularizar la planta diseñada a una posible aplicación industrial y obtener una primera estimación del coste del tratamiento mediante esta técnica, por lo que queda fuera del alcance de este trabajo analizar las posibles variaciones en el coste de producción del agua que puede tener el factor de escala asociado a instalaciones que traten caudales muy superiores.

En concreto, el diseño se ha realizado para un agua salina de las siguientes características:

- Caudal de agua de entrada a la planta de aguas salobres: 19676 kg/h
- Concentración de entrada de la celda diluida del módulo de electrodiálisis: 3500 mg/L
- Concentración de salida de la celda diluida del módulo de electrodiálisis: 350 mg/L
- Recuperación de agua pretendida: 12750 kg/h.

3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESALACIÓN

3.1 Características del agua salobre

El proceso depende en gran parte de las características del agua a tratar, la diferencia de características de las aguas salobres puede ser debida a la salinidad o una variabilidad de composición y concentración de los distintos componentes

Dependiendo del punto de captación, el agua salobre va a presentar diferentes características física-químicas. Las características físicas se refieren a los sólidos en suspensión y a la temperatura y las características químicas a las sales disueltas, conductividad o salinidad y pH.

En la Tabla 3.1 se presenta el rango de concentraciones de los componentes más comunes presentes en las aguas salobres. De las composiciones presentadas en la tabla cabe destacar que el agua salobre es una solución con gran cantidad de sales disueltas, pero con poca concentración de nutrientes como fósforo, nitrógeno o carbono.

Tabla 3.1. Composición y características típicas del agua salobre.

Parámetro	
Temperatura, °C	15-35
pH	6,5-8,1
Bicarbonatos, mg/L	20-170
Sulfatos, mg/L	20-3000
Cloruros, mg/L	2900-21000
Sodio, mg/L	1700-11700
Potasio, mg/L	6,2-500
Calcio, mg/L	7-525
Magnesio, mg/L	130-1400
Boro, mg/L	4-17
Estroncio, mg/L	12-17
Materia orgánica, mg/L	1,2-10

La Tabla 3.1 muestra como los aniones más abundantes en las aguas salobre son el cloruro y el sulfato y entre los cationes se encuentran el sodio y el magnesio. En menores cantidades aparecen otros componentes como boro, calcio y potasio.

A parte de lo componentes mostrados en la tabla anterior el agua salobre también va acompañada de una serie de contaminantes donde los más comunes son:

- Hidrocarburos.
- Materia orgánica como tensioactivos, nutrientes o microorganismos.
- Metales pesados.

- Compuestos organohalogenados.
- Sustancias sólidas.

Dependiendo del punto de captación del agua existirán diferentes tipos de contaminantes. Por tanto, hay que conocer el punto de captación para saber el tipo de pretratamiento necesario.

3.2 Diagrama de bloques

En el diagrama de bloques presentado en la Figura 3.1 se muestran los cuatro bloques principales que componen el tratamiento del agua salobre en el proceso de desalación.

En primer lugar, el agua de mar pasará por una cámara de captación donde se eliminarán los sólidos más gruesos y el agua será bombeada al bloque de pretratamiento donde se acondicionará el agua para el proceso de electrodiálisis. Del bloque de electrodiálisis se obtienen dos corrientes una que será la corriente diluida o con menor concentración de sales disueltas y otra la salmuera que es la corriente con mayor concentración en sales, la cual será el vertido de la planta de desalación. La corriente diluida se llevará al postratamiento donde se acondicionará el agua para que sea apta para el consumo humano.

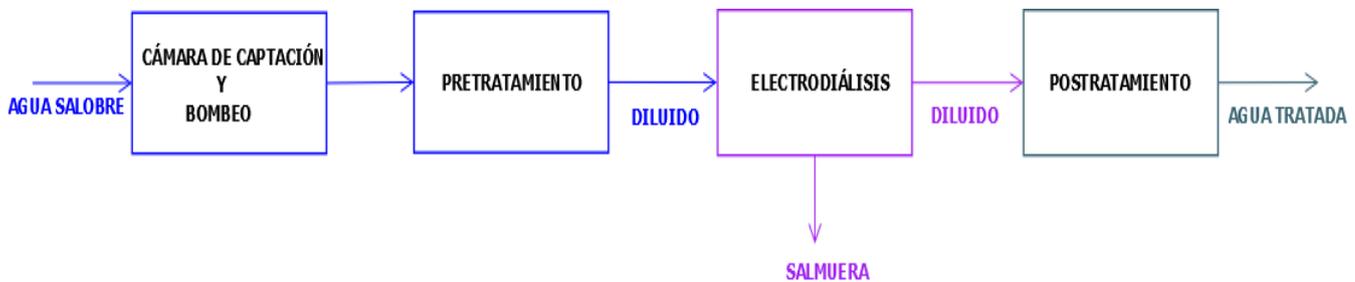


Figura 3.1. Diagrama de bloques sencillo del proceso de desalación.

3.3 Diagrama de flujo

Para lograr la recuperación de agua deseada se ha diseñado una planta de desalinización de agua salobre con una producción continua. Además, cabe destacar que las membranas de los filtros de cartucho, ultrafiltración, electrodiálisis no deben secarse, ya que modificaría su permeabilidad, por tanto, trabajar en un régimen de producción continua favorece a estos procesos.

En el siguiente diagrama de flujo se muestran todos los pasos necesarios en el proceso de desalación, en él se ha indicado mediante un código de color los diferentes módulos, conducciones y productos empleados. Donde la toma de agua salobre y el módulo de pretratamiento y sus conducciones (Azul), el módulo de electrodiálisis y sus conducciones (Morado), módulo de postratamiento y sus conducciones (Gris), tanque de lavado de los módulos y tanque de neutralización y sus conducciones (Rojo) y los productos químicos empleados (Verde).

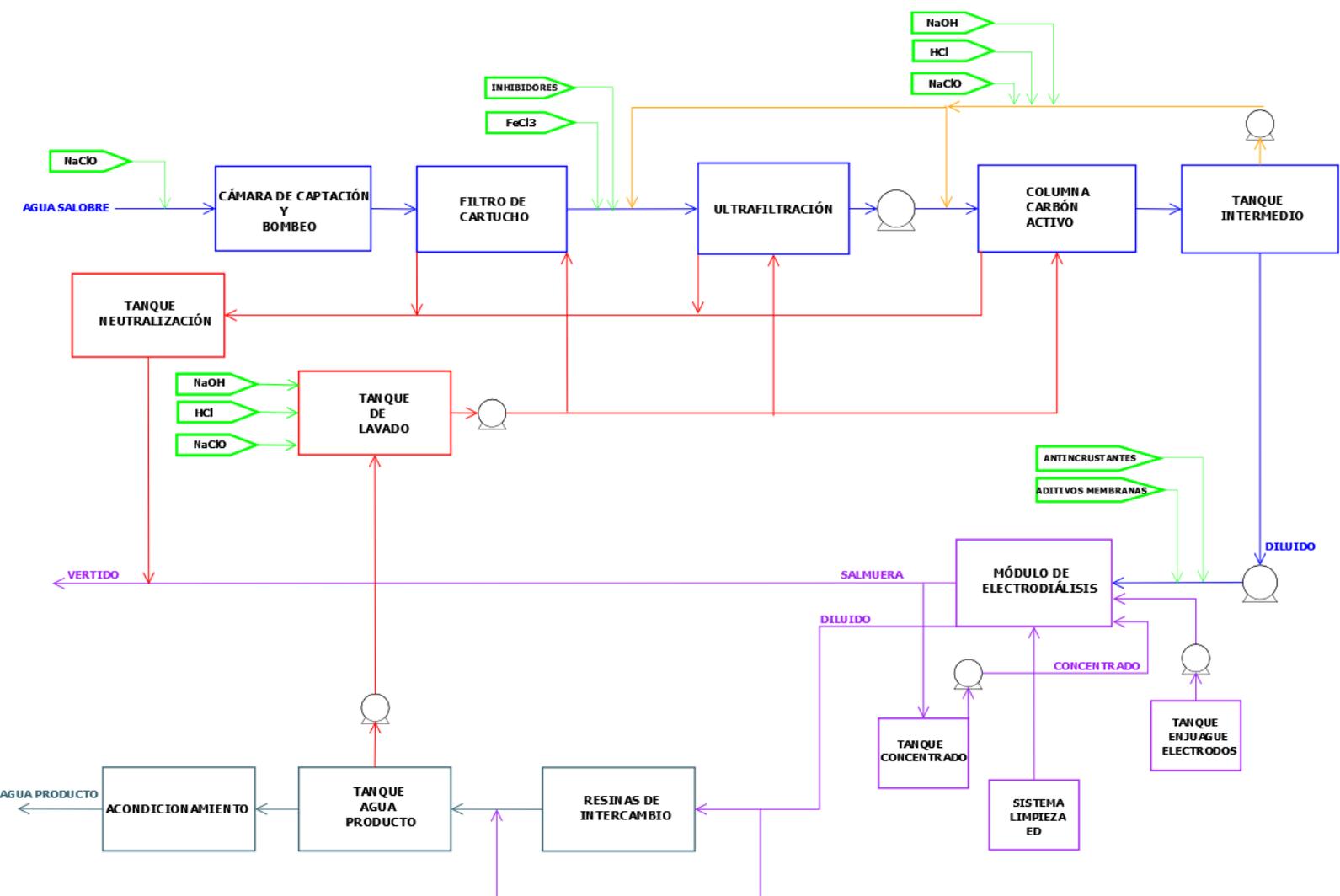


Figura 3.2. Diagrama de flujo del proceso.

A continuación, se va a explicar la finalidad y el funcionamiento de cada uno de los equipos presentados en el diagrama de flujo.

3.4 Pretratamiento

La finalidad principal del pretratamiento es reducir al máximo la presencia de sustancias, materiales o microorganismos que se pueden depositar sobre la superficie de las membranas y producir su atascamiento.

El atascamiento de las membranas es un problema, pues reduce su vida útil, disminuye el rendimiento del proceso y disminuye la calidad del agua tratada.

En los procesos en los cuales se va a desalar mediante membranas la misión del pretratamiento es, (*Guía desalación, 2009*):

- Eliminación de sólidos en suspensión
- Eliminación de óxidos de metales
- Evitar precipitaciones de sales minerales
- Reducir el contenido de materia orgánica
- Reducir la actividad biológica del agua de entrada.

3.4.1 Cámara de captación

El primer equipo del pretratamiento por el que se hace pasar el agua salobre es la cámara de captación. En ella se quieren eliminar los sólidos de mayor tamaño que acompañan al agua. La cámara de captación se compone de rejillas de desbaste y filtros de cadena.

El objetivo de las rejillas de desbaste es eliminar los residuos de gran tamaño y medio, es decir, la contaminación más visible de las aguas. Se sitúan en dirección transversal al flujo, quedando así los sólidos de tamaño superior a las barras retenidos, como se muestra en la siguiente figura. En este proceso las rejillas van a separar sólidos entre 10-15 cm.



Figura 3.3. Rejas de desbastes de gruesos.

Las rejillas de desbastes deben de presentar las siguientes características: alta resistencia química y mecánica, alta resistencia a la corrosión, alta resistencia a la interperie, (Resmat, 2020).

El mecanismo de limpieza es un peine móvil que cada cierto tiempo barre las rejillas eliminando los sólidos retenidos. La limpieza de las rejillas puede ser manual o automática, siendo la limpieza automática mejor ya que minimiza los problemas de atasco y reduce el tiempo de mantenimiento. Existen dos tipos de mecanismos de limpieza automática: temporizadores que basa el ritmo de limpieza en el ensuciamiento medio y el que se basa en la pérdida de carga debida al ensuciamiento medio, (Inditex, 2014).

En la cámara de captación después de las rejillas de desbaste se sitúan los filtros de cadena, con los que se quieren eliminar sólidos en suspensión de tamaño mayor a 1 mm. En los filtros de cadena el agua entra a ambos lados de la pared central y fluye a través de las caras de los paneles donde se retienen los sólidos (Figura 3.4).

Estos sólidos que acompañan a la corriente de agua se quedan atrapados en los filtros y mediante las cadenas se llevan los sólidos a la superficie. Una vez alcanzada la superficie serán lavados en el cabezal mediante agua a presión. Es un sistema de tamizado eficiente, donde se separan los sólidos de la corriente de agua con pérdidas de carga y gastos mínimos, (Martínez, 2014).

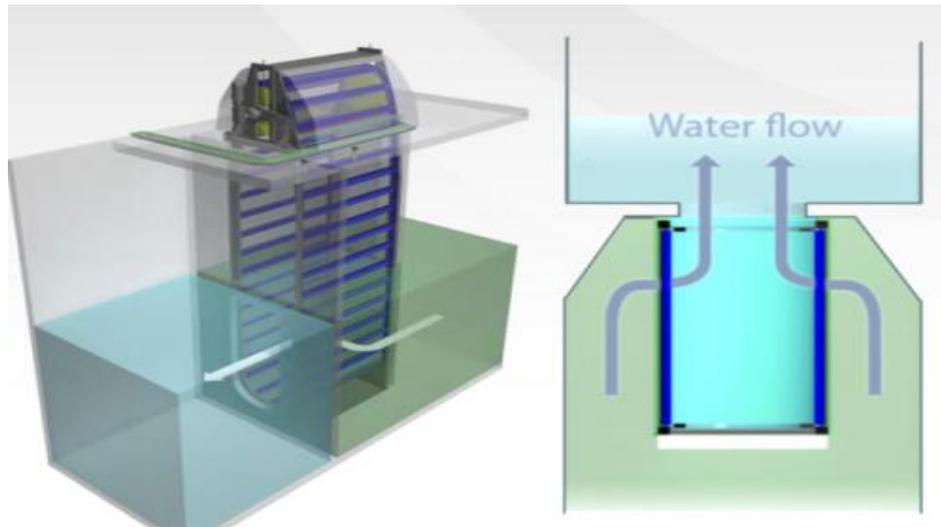


Figura 3.4. Filtros de cadena.

El agua tamizada se conduce a una cámara de bombeo donde se encuentran bombas sumergidas, las cuales impulsan el agua hacia el siguiente equipo del pretratamiento.

3.4.2 Filtros de cartucho

Una vez eliminadas las partículas de gran tamaño mediante los sistemas de desbaste se prosigue el pretratamiento utilizando filtros de cartucho. Con este sistema se quieren eliminar las partículas entre 100-200 μm , debido a que este tamaño de partículas puede dañar las membranas de ultrafiltración.

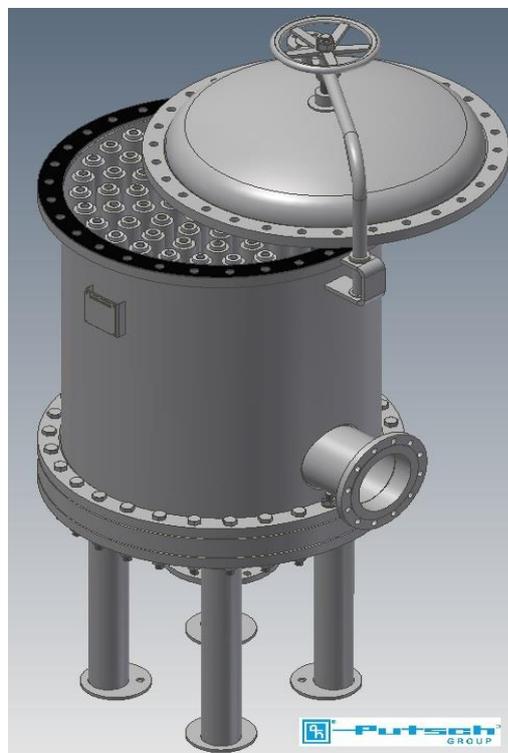


Figura 3.5. Filtros de cartucho.

A medida que aumenta la cantidad de partículas retenidas en el filtro, el caudal de agua que pasa por él será menor y se necesitará una mayor presión de trabajo para poder llevar a cabo la filtración. Para evitar el aumento excesivo de la presión de trabajo se realizarán contralavados de forma periódica, eliminando así los residuos retenidos.

3.4.3 Ultrafiltración

Con este proceso se eliminan las sustancias y coloides presentes en el agua con un tamaño entre $0,1-0,001 \mu\text{m}$. La ultrafiltración no es capaz de eliminar ni solutos de bajo peso molecular, ni iones polivalentes, ni partículas de pequeño tamaño, ni sales; por ello se adiciona antes de esta operación coagulantes para conseguir que las partículas de pequeño tamaño se conviertan en coloides y puedan ser eliminadas.

Se caracteriza por ser un proceso fácil, limpio y rápido con una gran facilidad de automatización y menor necesidad de limpieza. Además, presenta una alta efectividad eliminando prácticamente todas las sustancias presentes en el fluido.



Figura 3.6. Ultrafiltración, (*Lentech, 2020*).

La gran parte de las membranas de ultrafiltración están formadas por materiales de naturaleza orgánica y presentan tres configuraciones habituales: fibra capilar, plana, espiral, tubular o fibra hueca, (*Martinez, 2014*).

3.4.4 Columna de carbón activo

Con esta última parte del pretratamiento se quiere conseguir reducir la materia orgánica que se encuentra presente en el agua, realizando una transferencia de las sustancias solubles a la superficie de partículas porosas, como sería en este caso el carbón activo.

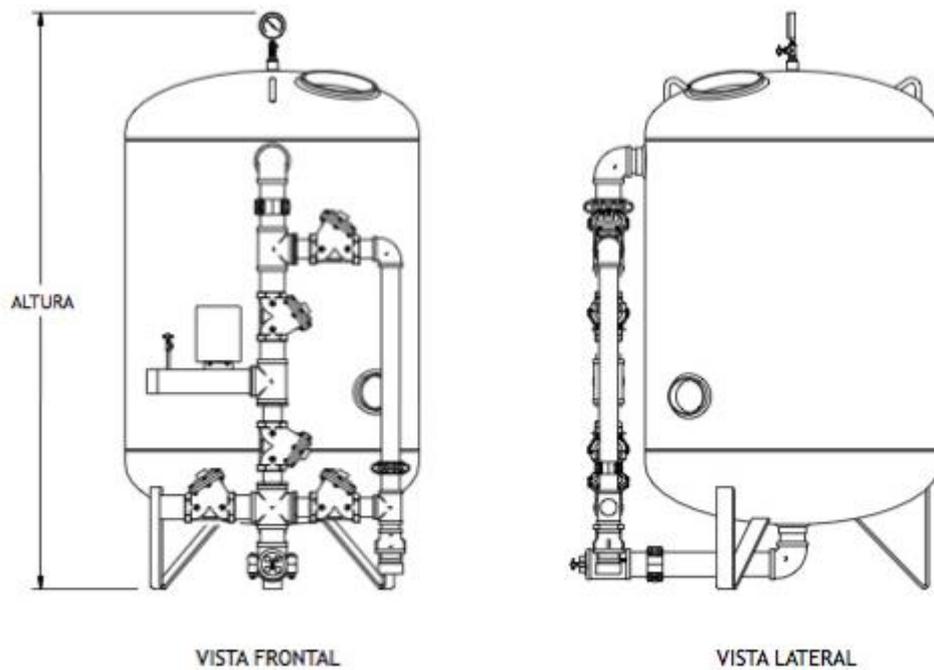


Figura 3.7. Esquema torre de carbón activo.

En este proceso se trabaja con columnas de adsorción las cuales están llenas de carbón activo, donde el agua con los contaminantes orgánicos entra por arriba, percola por la columna y sale limpia por la parte inferior. En este tipo de columnas los centros del carbón activo se van agotando ya que se saturan de contaminantes y llega un momento en el cual la concentración de contaminantes se dispara, en ese instante se realiza el lavado de la columna. El lavado consiste en emulsionar agua por la parte inferior de la columna, limpiando los poros del carbón y saliendo al exterior por la parte de arriba llena de contaminantes, (Vilches, 2020).

3.5 Módulo de electrodiálisis

La electrodiálisis es un proceso electroquímico de separación con membranas que se aplica en la desalación de agua salobre con alto contenido en sales disueltas. Se basa en la transferencia de iones a través de una membrana selectiva desde el agua de aportación a otra solución donde se concentra y donde el transporte de iones sucede debido a la aplicación de un campo eléctrico.

A la salida del módulo de electrodiálisis se obtiene un agua producto con una concentración de iones menor que el agua de alimentación y un subproducto o salmuera con una elevada concentración de sales, (Guía desalación, 2009).

La corriente diluida (agua producto) y la corriente concentrada (salmuera) fluyen en paralelo entre las membranas, mientras que el agua producto va disminuyendo su concentración de sales disueltas la salmuera se va concentrando.

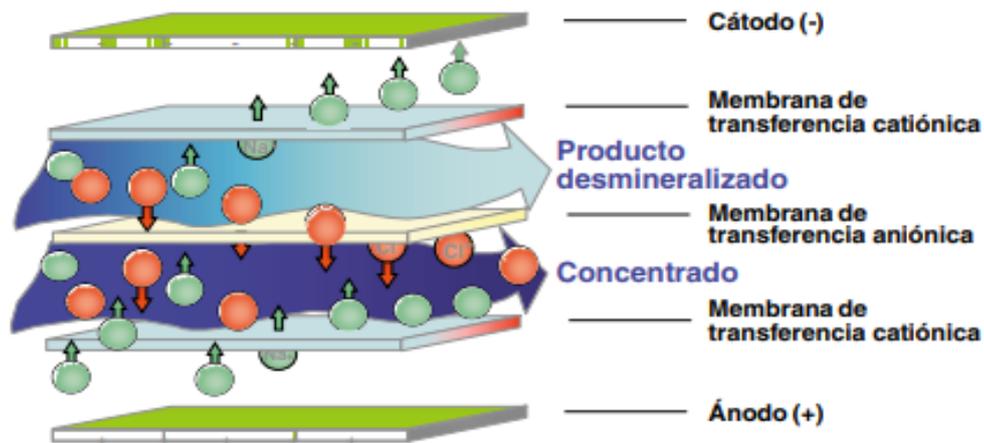


Figura 3.8. Esquema del proceso de electrodiálisis, (*Guía desalación, 2009*).

El módulo de electrodiálisis está compuesto por una serie de pilas, donde la pila está formada por un conjunto de pares de celdas. Cada par de celda está formado por una membrana de intercambio catiónico y un espaciador por donde fluye el producto desmineralizado y una membrana de intercambio aniónico y un espaciador por donde fluye la corriente concentrada. Los diferentes pares de celdas están unidos en horizontal y en paralelo entre dos electrodos configurando así la pila de electrodiálisis.



Figura 3.9. Pila de electrodiálisis.

Los electrodos se encuentran en ambos extremos de la pila, están compuestos normalmente por titanio recubierto de platino y se emplean para conducir corriente continua. Los compartimentos de los electrodos están formados por un electrodo, un espaciador de flujo de electrodo y una membrana catiónica gruesa. El espaciador tiene la misma función que los demás espaciadores, pero está formado por varias láminas dándole así un mayor grosor y permitiendo el paso de un mayor caudal de agua en su interior reduciendo así las incrustaciones y desgaste en los electrodos. La membrana catiónica gruesa presenta un mayor espesor lo que le permite soportar mayores presiones diferenciales, (*Guía desalación, 2009*).

El diseño y funcionamiento de un proceso de desalinización por electrodiálisis se basa en un conjunto de parámetros como la construcción de la pila, concentración de la alimentación y producto, propiedades de las membranas, velocidades de flujo, densidad de corriente, tasa de recuperación y demás parámetros que se presentaran en el siguiente apartado.

El rendimiento del módulo de electrodiálisis está determinado por un conjunto de procesos fijos y parámetros variables como la construcción de la pila, alimentación y concentración del producto, permeabilidad de la membrana, velocidades de flujo y densidad de corriente. Estos parámetros a menudo se contrarrestan y pueden ser diferentes para distintas aplicaciones. Por ejemplo, si al diseñar la pila se incrementa la diferencia de la tasa de flujo, disminuirá el tiempo de residencia de las soluciones en la pila y se reducirá la cantidad de iones que se eliminan. Si se aumenta la velocidad de flujo, aumenta la densidad de corriente y disminuye la cantidad de iones de sal que se eliminan, (*H.J Lee et al, 2002*).

3.6 Postratamiento

3.6.1 Intercambio iónico

El intercambio iónico es un proceso que se basa en la eliminación de compuestos iónicos no deseados presentes en el agua mediante su sustitución por iones aportados por una resina iónica. El principio de operación de este proceso son reacciones químicas reversibles donde un ion en disolución se intercambia por otro ion de igual signo que se encuentra unido a la partícula sólida inmóvil, resinas.

Una de las características más importantes de las resinas de intercambio iónico es su capacidad de regeneración, cuando los centros de intercambio se agotan, se introduce una parte del caudal tratado. El cual produce que la reacción química se desplace hacia la izquierda y la resina se regenere.

En el postratamiento de un agua desalada las resinas de intercambio iónico tienen diferentes funciones entre ellas, (*Guía desalación, 2009*):

- Eliminación de Boro u otras sustancias.
- Ablandamiento de las aguas, mediante el cual se produce agua blanda y desmineralizada en la industria. La cual tiene aplicaciones en centrales térmicas, refinerías, industria química...
- Desmineralización.
- Eliminación selectiva de iones.
- Adsorción de compuestos orgánicos.

Existen dos grandes grupos de resinas de intercambio:

Resinas de intercambio catiónico: Se utilizan para el ablandamiento de las aguas donde los iones calcio y magnesio son intercambiados por iones sodio. Otra aplicación de este tipo de resinas es la descationización donde los cationes presentes en el agua se intercambian por iones hidrógeno.

Dentro de las resinas de intercambio catiónico se encuentran dos tipos:

- Catiónica fuerte: Formada por una matriz de DVB donde se introduce el catión a intercambiar. Sirve para eliminar cualquier tipo de catión, pero hay que activarla.
- Catiónica débil: Formada por una matriz de ácido metacrilato y DVB, donde se intercambia el grupo H^+ del ácido carboxílico. Se utiliza para la eliminación de cationes relacionados con la dureza del agua.

Resinas de intercambio aniónico: Con este tipo de resinas se eliminan los aniones presentes en el agua como SO_4^{2-} , NO_3^- , Cl^- , PO_4^{3-} , HCO_3^- , SiO_2 mediante el intercambio con iones hidroxilos.

En las resinas de intercambio aniónico también se encuentran dos tipos:

- Aniónica fuerte: Sirve para eliminar cualquier tipo de anión.
- Aniónica débil: Se utiliza sobre todo para la eliminación de SO_4^{2-} y Cl^- .

Las resinas de intercambio se operan en lechos, de los cuales existen dos tipos: lecho simple donde solo existe un tipo de resina catiónica o aniónica o en un lecho mixto, en el cual se encuentra los dos tipos de resinas la catiónica y aniónica.

En este tipo de lechos se suele introducir por la cabeza el agua a tratar, la cual mediante distribuidores se ponen en contacto con las resinas realizando el intercambio de los iones. Cuando los centros de intercambio están agotados se introduce por el fondo del lecho el agua de lavado para la regeneración de las resinas.

3.7 Tipos de sustancias inyectadas en línea

Como se puede observar en el diagrama de flujo (Figura 3.2.) existen una serie de sustancias que se inyectan en línea en el proceso de desalación, en este apartado se va a explicar la función de cada una de ellas.

FeCl₃: Es un tipo de coagulante de carga opuesta a los coloides presente en el agua de mar. Mediante el uso de este coagulante se quiere llevar a cabo el proceso de coagulación cuya finalidad es eliminar la fracción de partículas coloidales presentes en el agua, las cuales están asociadas a la turbidez y el color. Si este tipo de partículas no se eliminan pueden provocar el atascamiento de las membranas. Esta operación se aplica para partículas entre 10⁻³-10 μm y se basa en la desestabilización y posterior agregación de las partículas coloidales venciendo así las fuerzas de repulsión que existen entre ellas, debido a que estas partículas se encuentran cargadas.

Inhibidores: Son compuestos químicos que sirven para evitar la precipitación de carbonato cálcico. Existen dos tipos de inhibidores los orgánicos o ésteres. Los más utilizados en la industria son los inhibidores orgánicos ya que no presentan problemas de reversibilidad. Dentro de los inhibidores orgánicos los más utilizados son los ésteres orgánicos, fosfatos orgánicos y los polímeros orgánicos, (*Guía desalación, 2009*).

Desincrustantes: Son compuestos químicos cuya finalidad es eliminar las incrustaciones producidas por sulfato de calcio, sulfato de bario, sulfato de estroncio y sulfato de sílice.

HCl: Este compuesto elimina las incrustaciones de carbonato cálcico y cuando se cree que las incrustaciones producidas por el carbonato son grandes se debe dejar la solución ácida toda la noche en la unidad. También se utiliza para eliminar suciedades en la superficie las membranas, polielectrolitos aniónicos y antiincrustantes, (*Guía desalación, 2009*).

NaOH: Sirve para controlar la acidez del agua, elevar el pH, neutralizar ácidos residuales y eliminar metales pesados.

NaClO: Este compuesto del cloro se utiliza como método de desinfección de las aguas. La desinfección es importante ya que es necesario eliminar los microorganismos que generan las enfermedades.

Aditivos de membranas: Estos compuestos evitan la formación de cal en la superficie, las incrustaciones y la precipitación de sales no solubles en la superficie de la membrana. Los aditivos de membranas prolongan la vida útil de la misma y permite un rendimiento optimizado. Entre los aditivos se encuentran: antiincrustantes, limpiadores de membranas ácidos, limpiadores de membrana alcalinos y potenciadores de limpieza.

3.8 Tipos de tanques

En el diagrama de flujo (Figura 3.2.) del proceso se muestran una serie tanques necesarios para llevar a cabo el proceso de desalación, a continuación, se explica la finalidad de cada uno de ellos.

Tanque de neutralización: El proceso de neutralización tiene lugar en un tanque donde se agregan soluciones ácidas y alcalinas al agua con la finalidad de ajustar el pH. En este proceso las corrientes que llegan al tanque de neutralización son las corrientes de rechazo del filtro de cartucho y de la ultrafiltración y la salida del agua de lavado de la columna de carbón activo, del filtro de cartucho y de la unidad de ultrafiltración. Una vez neutralizadas estas corrientes en el interior del tanque se conducen al vertido de la planta. Generalmente al tanque de neutralización se le adiciona ácido sulfúrico, hidróxido de sodio y carbonato de calcio.

Tanque de lavado: En este tanque se almacena el agua necesaria para llevar a cabo la limpieza del filtro de cartucho, la unidad de ultrafiltración y la columna de carbón activo. Al agua de lavado se le adiciona desinfectantes como NaClO, compuestos que eliminan las incrustaciones y la suciedad como HCl y compuestos para el ajuste de la acidez y el pH como NaOH.

Tanque intermedio: Este tanque se sitúa entre la columna de carbón activo y el módulo de electrodiálisis y se utiliza para el almacenamiento intermedio del agua pretratada. De este tanque salen dos corrientes: una es la corriente diluida de entrada de la celda de electrodiálisis y otra es una corriente de recirculación la cual se divide en una de entrada a la unidad de ultrafiltración y otra de entrada a la columna de carbón activo. La aplicación de la recirculación es que cuando los rendimientos del proceso disminuyen o la presión a la que trabaja el módulo de ultrafiltración aumenta se comienza a recircular agua pretratada para que haya un aumento del caudal y contrarreste estos efectos.

Tanque enjuague electrodos: Los electrodos están formados por platino recubierto de titanio, normalmente en la superficie de los electrodos tienen lugar reacciones y para minimizar este efecto y los daños que pueda ocasionar se lavan los electrodos con soluciones que contienen electrolitos como sulfato de calcio. También se le suele aplicar a la solución de lavado algún ácido para evitar que precipite el calcio y magnesio.

Tanque de concentrado: En este tanque se almacena la corriente de concentrado de la celda de electrodiálisis, es decir, la salmuera. La salmuera que se obtiene en el módulo de electrodiálisis la mayoría de ella se trata como un vertido, pero, una parte, se lleva al tanque de concentrados. En este tanque se diluye la corriente de entrada de salmuera y esta se introduce en el módulo de electrodiálisis como concentración de entrada de la celda concentrada, necesaria para llevar a cabo el proceso.

Tanque de agua producida: Se sitúa a la salida de las columnas de intercambio iónico, en este tanque se almacena el agua desalada. El agua que se encuentra en él se llevará posteriormente a un acondicionamiento dependiendo de uso que se le quiera dar.

4 DISEÑO DEL MODULO DE ELECTRODIÁLISIS

4.1 Definición de parámetros importantes

La disposición de la instalación de electrodiálisis consiste en una serie de pares de celdas puestas en paralelo entre dos electrodos. Las diferentes celdas están separadas por membranas de intercambio iónico donde la solución de alimentación se hace circular por ellas.

Los circuitos hidráulicos de dos celdas adyacentes se denominan corrientes de flujo de dilución y concentración y las celdas adyacentes se denominan pares de celda. En la Figura 4.1 se representa un diagrama esquemático de la geometría del par de celda y de los circuitos hidráulicos.

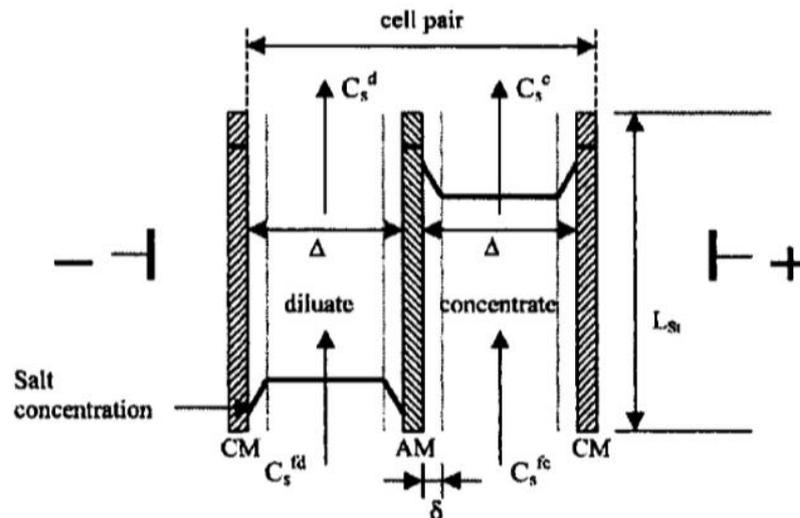


Figura 4.1. Diagrama esquemático de un par de celdas de electrodiálisis, (H.J Lee et al, 2002).

La nomenclatura utilizada en la figura anterior es la siguiente:

- C_s^{fd} concentración de entrada celda diluida.
- C_s^d concentración de salida celda diluida.
- C_s^{fc} concentración de entrada celda concentrada.
- C_s^c concentración de salida celda concentrada.
- L longitud de la trayectoria del proceso.
- Δ grosor de una celda.
- δ grosor capa límite laminar.

Para el diseño y el funcionamiento del módulo de electrodiálisis se realizan las siguientes suposiciones sobre las propiedades de la solución de alimentación, dimensiones del equipo y condiciones de funcionamiento, (H.J Lee et al, 2002):

- Las celdas concentradas y diluidas tienen geometrías y condiciones de flujo idénticas.
- El conjunto de las membranas funcionan en isocorriente.
- En el funcionamiento la densidad de corriente no puede exceder la densidad de corriente límite.
- La fuerza impulsora debida a la diferencia de concentraciones entre la celda concentrada y diluida es insignificante en comparación con la caída de tensión debida a la resistencia óhmica de las soluciones.
- Debido a los efectos de la capa límite los cambios en la resistencia óhmica de las soluciones es insignificante.
- La retrodifusión de los iones y el transporte de agua a través de la membrana son despreciables.
- El coeficiente de actividad de las soluciones se asume como uno.
- Las concentraciones de las especies salinas específicas se calculan utilizando equivalentes molares.
- El grosor de la membrana es despreciable.

Con las hipótesis mencionadas el grado de desalinización (C_s^d) alcanzado en un proceso determinado se describe mediante la siguiente ecuación:

$$C_s^c - C_s^{fc} = C_s^{fd} - C_s^d = C_s^\Delta \quad (4-1)$$

Para conocer las concentraciones de entrada y salida de la celda concentrada, se utilizan las siguientes ecuaciones donde ambas dependen de la ratio de recuperación, R:

$$C_s^c = \frac{C_s^{fd} - C_s^d \cdot R}{1 - R} \quad (4-2)$$

$$C_s^{fc} = \frac{C_s^{fd} \cdot (1 - R)}{R} + \frac{C_s^c \cdot (2R - 1)}{R} \quad (4-3)$$

4.2 Ecuaciones prácticas para el diseño del módulo de electrodiálisis

El diseño de un módulo de electrodiálisis se puede realizar de forma teórica utilizando una serie de ecuaciones que dependen de parámetros los cuales son necesarios determinarlos experimentalmente. Sin embargo, para su aplicación práctica, estas ecuaciones deben ser modificadas para cumplir con la construcción específica de la pila utilizada en la planta. En este apartado se presentarán las diferentes ecuaciones necesarias para realizar un diseño práctico del módulo de electrodiálisis.

Un problema importante es la determinación del coeficiente de transferencia de masa para el transporte de iones en la capa límite laminar en la superficie de la membrana, k_s . Este coeficiente determina la densidad de corriente límite y es una función de la velocidad del flujo de la solución, la configuración del espaciador utilizado en la pila. Por tanto, es difícil calcular teóricamente la densidad de corriente límite. En la práctica, la densidad de corriente límite se determina experimentalmente para una construcción específica de la pila y la geometría del espaciador en función de la velocidad y concentración del flujo de solución. Se describe mediante la siguiente ecuación, (H.J Lee et al, 2002).

$$i_{emp} = a \cdot C_s^d \cdot u^b \quad (4-4)$$

i_{emp} : intensidad de corriente empírica (A/m^2).

C_s^d : concentración de salida de la celda diluida (keq/m^3)

u : velocidad lineal de flujo (m/s).

a : constante que depende de la concentración de la solución ($A \cdot s^b \cdot m^{1-b}/keq$).

b : constante que depende de la concentración de la solución.

En la práctica puede suceder que la distribución de flujo en la celda no sea completamente uniforme y en ciertas áreas puede experimentarse una mezcla menos eficiente de la solución. Por ello, se introduce un factor de seguridad.

$$i_{prac} = s \cdot a \cdot C_s^d \cdot u^b \quad (4-5)$$

i_{prac} : intensidad de corriente práctica (A/m^2).

s : factor de seguridad, toma valores menores o iguales a la unidad.

En el diseño de un módulo de electrodiálisis existe una longitud del proceso, la cual se usa en las aplicaciones prácticas y recibe el nombre de longitud práctica (L_{prac}), (*H.J Lee et al, 2002*).

$$L_{prac} \geq \frac{[\text{Ln} \frac{C_s^c \cdot C_s^{fd}}{C_s^d \cdot C_s^{fc}} + \frac{\Lambda \cdot (\rho_A + \rho_C) \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)}{\Delta}] \cdot z \cdot F \cdot C_s^d \cdot u \cdot \alpha \cdot \Delta}{[\frac{C_s^d}{C_s^c} + 1 + \frac{\Lambda \cdot C_s^d}{\Delta} \cdot (\rho_A + \rho_C)] \cdot s \cdot i_{lim} \cdot \beta \cdot \zeta} \quad (4-6)$$

L_{prac} : longitud práctica del proceso (m).

Λ : es la conductancia equivalente de la solución a $20^\circ C$ ($S \cdot m^2/keq$)

$\rho_A + \rho_C$: área total de resistencia de las membranas ($\Omega \cdot m^2$).

Δ : espesor de la celda concentrada y diluida (m).

z : valencia electroquímica.

F : constante de Faraday ($A \cdot s/keq$)

u : velocidad lineal de flujo (m/s)

α : factor de volumen.

β : factor de área según el efecto sombra.

Z : utilización actual.

Es importante recordar que en las celdas de electrodiálisis existen unos espaciadores junto a las membranas que promueven la mezcla de las soluciones. Sin embargo, el espaciador también disminuye el volumen de la celda disponible para el flujo de las soluciones, este efecto provocado por el espaciador se tiene en cuenta con el factor de volumen.

Otro efecto provocado por el espaciador es el efecto sombra, que hace que parte de la membrana no sea accesible por la corriente. Este efecto se tiene en cuenta en el diseño del módulo de electrodiálisis con el factor de área según el efecto sombra, el cual toma valores menores o iguales a la unidad.

Otro parámetro relevante en el diseño del módulo de electrodiálisis y que, posteriormente, tendrá importancia en el cálculo de los costes de la planta es la energía eléctrica requerida en el proceso de desalación que depende de la longitud práctica del proceso, (H.J Lee et al, 2002).

$$Espec = \frac{Pdes}{Q} = \frac{u \cdot \Delta \cdot \alpha \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)^2 \cdot z^2 \cdot F^2}{\zeta^2 \cdot Lpract} \cdot \left[\frac{\Delta \cdot Ln \frac{C_s^c \cdot C_s^{fd}}{C_s^d \cdot C_s^{fc}}}{\Delta \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)} + (\rho_A + \rho_C) \right] \quad (4-7)$$

Espec: consumo de energía eléctrica del módulo de electrodiálisis (Kw·h/m³).

Pdes: potencia necesaria en el proceso de desalación (Kw).

Q: capacidad de producción de la planta (m³/h).

Una vez obtenida la longitud práctica del proceso y la energía requerida se prosigue calculando el número de pares de celdas (Ncp) y el área práctica del proceso (Apract), para la obtención de estas dos variables de diseño hay que calcular primero una serie de parámetros.

Primero se define el cálculo del área de una celda (Acelda), la cual depende de la longitud práctica y del ancho efectivo de la celda (w), (E.Brauns et al, 2009).

$$Acelda = Lpract \cdot w \quad (4-8)$$

Conocida la densidad de corriente límite empírica en función del área y el área de la celda, se puede obtener la corriente que circula por el proceso en amperios.

$$I = iemp \cdot Acelda \quad (4-9)$$

Para conocer la caída de voltaje del proceso en voltios, primero hay que calcular la potencia requerida en la desalación. La cual se obtiene despejando de la Ecuación (4-7), ya que la energía requerida en el proceso y la capacidad de producción de la planta son conocidas.

Calculadas la intensidad que circula por el proceso (I) y la potencia (Pdes) del mismo se obtiene la caída de voltaje (U) aplicando la definición de la potencia.

$$Pdes = U \cdot I \quad (4-10)$$

Con la siguiente definición de la energía requerida para el proceso de desalación se calcula el número total de pares de celdas (N), (H.J Lee et al, 2002).

$$Espec = \frac{z \cdot F \cdot C_s^{\Delta}}{\zeta \cdot N} \cdot U \quad (4-11)$$

La siguiente ecuación muestra la relación entre el número total de pares de celdas y el área práctica:

$$2 \cdot N = A_{pract} \quad (4-12)$$

El número de pares de celdas (N_{cp}) necesario para una capacidad requerida se calcula mediante:

$$N = N_{cp} \cdot A_{celda} \quad (4-13)$$

El último parámetro necesario para la definición de la celda de electrodiálisis es la caída de potencial que tienen lugar en el par de celdas (U_{cp}) la cual se obtiene despejando de la siguiente ecuación, (H. Strathmann).

$$i_{prac} = \frac{U_{cp}}{\frac{\Delta \cdot (C_s^d + C_s^c)}{\Lambda \cdot C_s^d \cdot C_s^c} + (\rho_A + \rho_C)} \quad (4-14)$$

Para finalizar el diseño del módulo de electrodiálisis se definen los parámetros relacionados con la pila. En primer lugar, se calcula la caída de potencia en la pila (U_{st}).

$$U_{st} = U_{cp} \cdot N_{cp} \quad (4-15)$$

El número de pilas de electrodiálisis en serie (N_{st}) necesarias para la planta se despeja de la siguiente ecuación, donde la longitud de la pila de electrodiálisis (L_{st}) es un dato del fabricante.

$$L_{pract} = L_{st} \cdot N_{st} \quad (4-16)$$

La última variable que define la pila de electrodiálisis es la corriente que circula por ella, I_{st} .

$$I_{st} = \frac{z \cdot F \cdot Q \cdot C_s^\Delta}{\zeta \cdot N} \quad (4-17)$$

4.3 Definición de los parámetros de entrada del módulo de electrodiálisis.

Para poder aplicar las ecuaciones expuestas anteriormente, se necesitan una serie de parámetros de entrada, los cuales se pueden dividir en datos de entrada relacionados con la pila de electrodiálisis y datos de entrada relacionados con la estrategia operativa. Los datos de entrada necesarios para el diseño del módulo de electrodiálisis en este caso son:

- Datos relativos a la membrana:
 - Tipo de membrana: AMX/CMX
 - Factor de volumen α : 0,8
 - Factor de área según el efecto sombra β : 0,675
 - Área total de resistencia de las membranas ($\rho_A + \rho_C$): 0,0006 $\Omega \text{ m}^2$
 - Factor de seguridad s : 0,7
 - Utilización actual ζ : 0,8

- Datos operativos
 - Concentración de entrada de la celda diluida C_s^{fd} : 0,05833 keq/m³
 - Concentración de salida de la celda diluida C_s^d : 0,005833 keq/m³
 - Ratio de recuperación R : 0,775
 - Capacidad de producción de la planta Q : 306 m³/día

- Datos de dimensionamiento celda de ED:
 - Espesor de la celda concentrada y diluida Δ : 0,0004 m
 - Velocidad lineal de flujo u : 0,1m/s
 - Ancho efectivo de la celda w : 0,5 m
 - Longitud efectiva de la ruta de flujo por la pila L_{st} : 0,7 m

- Otros datos
 - Conductancia equivalente de la solución a 20°C Λ : 10,5 Sm²/keq
 - Constante de Faraday F : $9,65 \cdot 10^8 \text{ A} \cdot \text{S}/\text{keq}$
 - Constante a : 25000
 - Constante b : 0,4647

Muchos de los valores operacionales necesarios para el diseño del módulo de electrodiálisis, presentados anteriormente están tomados de los intervalos que aparecen en la siguiente tabla:

Tabla 4.1. Valores típicos de los parámetros operacionales de una unidad de ED, (P. Tsiakis, L.G. Papageorgiu, 2005).

Valores típicos	
Energía de desalación	Hasta 15 Kwh/m ³
Caída de presión total	1-6 atm
Energía de bombeo	0,05-1,50 Kwh/m ³
Velocidad lineal de flujo	0,01-0,4 m/s
Número de pares de celdas por pila	50-500
Factor de área según el efecto sombra	0,6-0,75
Utilización actual	0,7-0,9
Área total de resistencia de la membrana	0,0003-0,0007 Ω·m ²
Ratio de recuperación	< 95%
Grosor de la celda	0,0004-0,002 m
Ancho de la membrana	0,4-0,6 m
Largo de la membrana	0,7-1,60 m

La conductividad equivalente a parte de depender de la temperatura a la que se encuentra el agua también es una función de la concentración. Pero se ha demostrado que, para el cloruro de sodio, aunque la concentración cambie en valores de cien por cien el cambio de la conductividad es insignificante con fines de ingeniería. Por ejemplo, si la concentración aumenta de 0,05 mol/L a 0,3 mol/L (aumento del 600%) la conductividad equivalente aumenta de 10,5 Sm²/kmol a 11,13 Sm²/kmol lo que corresponde a un cambio del 10%. Por lo tanto, es razonable que para un rango de concentraciones se mantenga el valor de la conductividad equivalente constante.

Para el cálculo de la capacidad de producción de la planta, se ha tomada la cantidad de agua que se quiere recuperar, base de diseño, y se ha pasado a caudal volumétrico (m³/día):

$$Q = 12750 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1}{1000} \frac{m^3}{kg} \cdot \frac{24 h}{1 dia} = 306$$

Los valores de las constantes a y b necesarias para la definición de las densidades de corrientes, se han tomado de la siguiente tabla, en la cual se entra con la concentración de la solución.

Tabla 4.2. Cálculo de las constante a y b , (*H.J Lee et al, 2002*).

	a ($\text{As}^b \text{m}^{1-b} / \text{keq}$)	b
0.008 M	14,909	0.485
0.025 M	5,085	0.418
0.05 M	6,958	0.450
0.1 M	10,911	0.525

Tomando de los datos de entrada expuestos anteriormente la concentración de entrada de la celda diluida y haciendo la conversión a molaridad se obtiene el valor necesario para entrar en la Tabla 4.2.

$$3500 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{1\text{g}}{1000 \text{mg}} \cdot \frac{1 \text{mol}}{58,45 \text{g}} = 0,0598 \text{ M}$$

Como en la tabla anterior no aparece el valor exacto de molaridad obtenido, se interpola entre los valores más cercanos obteniendo $a=7732,788$ $b=0,4647$.

Si se comparan los valores de las constantes obtenidas de esto modo con las que utiliza en el documento *H.J Lee et al, 2002*, se observa que la constante b tiene un valor similar pero la constante a es varios órdenes de magnitud mayor.

Como el valor de la constante a afecta al cálculo de las intensidades de corriente y, por consiguiente, a los demás parámetros del proceso, se ha tomado el valor de la constante a que aparece en el documento con la finalidad de obtener los resultados dentro del rango de valores de diseño habituales. Mientras que el valor de la constante b se ha tomado el de la Tabla 4.2.

La elección del área total de resistencia de las membranas se basa en el tipo de membrana elegida en el proceso y en los valores presentados en la siguiente tabla:

Tabla 4.3. Tipos de membranas para el proceso de electrodiálisis, (H.J Lee et al, 2002).

Membrane	Company	Thickness, mm	Areal resistance, Ohm cm ²	Solution for resistance measurements
CMV	Asahi Glass	0.13–0.15	2.0–3.5	0.5 M NaCl
MC-3470	Ionac	0.34	5	1.0 M NaCl
CM-1	Tokuyama	0.15–0.17	2.2–3.0	0.5 M NaCl
CMX	Tokuyama	0.17–0.19	2.5–3.5	0.5 M NaCl
CMS	Tokuyama	0.14–0.17	1.5–2.5	0.5 M NaCl
CMB	Tokuyama	0.18–0.24	4.0–5.0	0.5 M NaCl
R1010	PALL	0.04	0.3	0.6 M KCl
R4010	PALL	0.07	0.6	0.6 M KCl
RA4010	PALL	0.64	2.0	0.6 M KCl
CDS	Solvay	0.16	1.1–1.8	0.2 M NaCl
CRA	Solvay	0.16	1.3–3	0.2 M NaCl

Table A2
Commercial anion exchange membranes

Membrane	Company	Thickness, mm	Areal resistance, Ohm cm ²	Solution for resistance measurements
AMV	Asahi Glass	0.11–0.15	1.5–3.0	0.5 M NaCl
ASV	Asahi Glass	0.11–0.15	2.3–3.5	0.5 M NaCl
AM-1	Tokuyama	0.13–0.16	1.3–2.0	0.5 M NaCl
AMX	Tokuyama	0.16–0.18	2.5–3.5	0.5 M NaCl
ACS	Tokuyama	0.15–0.20	2.0–2.5	0.5 M NaCl
AFN	Tokuyama	0.15–0.20	0.4–1.5	0.5 M NaCl
AHA	Tokuyama	0.18–0.24	8.0–14.0	0.5 M NaCl
R1030	PALL	0.04	1.0	0.6 M KCl
R4030	PALL	0.07	1.7	0.6 M KCl
ADP	Solvay	0.16	1.8–3.5	0.2 M NaCl

Para este proceso de desalación se ha elegido las membranas CMX y AMX, basándose en la concentración de entrada de cloruro de sodio al sistema. El valor tomado de área de resistencia es la suma de los valores medios de las áreas de resistencia para las membranas catiónicas y aniónicas.

4.4 Cálculo de los parámetros de diseño del módulo de electrodiálisis

Una vez obtenidos los valores de entrada, se comienza calculando los valores necesarios para poder realizar el diseño del módulo de electrodiálisis.

En primer lugar, se obtienen las concentraciones de entrada y salida de la celda concentrada, las cuales serán necesarias para cálculos posteriores.

$$C_s^c = \frac{0,05833 \frac{keq}{m^3} - 0,775 \cdot 0,005833 \frac{keq}{m^3}}{1 - 0,775} = 0,239153 \frac{keq}{m^3}$$

$$C_s^{fc} = \frac{0,05833 \frac{keq}{m^3} \cdot (1 - 0,775)}{0,775} + \frac{0,239153 \frac{keq}{m^3} \cdot (2 \cdot 0,775 - 1)}{0,775} = 0,186656 \frac{keq}{m^3}$$

Se prosigue calculando las densidades de corriente empíricas y prácticas:

$$i_{emp} = 25000 \frac{A \cdot s^{0,4647} \cdot m^{1-0,4647}}{keq} \cdot 0,005833 \frac{keq}{m^3} \cdot 0,1 \frac{m^{0,4647}}{s} = 50,01 \frac{A}{m^2}$$

$$i_{pract} = 0,7 \cdot 25000 \frac{A \cdot s^{0,4647} \cdot m^{1-0,4647}}{keq} \cdot 0,005833 \frac{keq}{m^3} \cdot 0,1 \frac{m^{0,4647}}{s} = 35,013 \frac{A}{m^2}$$

Con la Ecuación (4-6) se obtiene el valor de la longitud práctica.

$$L_{pract} = 2,88 \text{ m}$$

Aplicando la Ecuación (4-7) se realiza el cálculo de la energía requerida en el proceso de desalación:

$$E_{spec} = \frac{\frac{m}{s} \cdot m \cdot \left(\frac{keq}{m^3}\right)^2 \cdot \left(\frac{A \cdot s}{keq}\right)^2}{m} \cdot \left(\frac{m}{\frac{S \cdot m^2}{keq} \cdot \frac{keq}{m^3}} + \Omega \cdot m^2\right) = \frac{A^2 \cdot s \cdot \Omega}{m^3} = \frac{W \cdot s}{m^3}$$

Una vez comprobada las unidades, se introducen los datos en la Ecuación (4-7), dando como resultado una energía requerida de 0,3031 Kwh/m³.

Siguiendo el orden expuesto anteriormente, se comienza a calcular los parámetros necesarios para obtener el número de pares de celdas y el área práctica.

Primero se calcula el área de la celda y con este valor se obtiene la corriente que circula por el proceso.

$$A_{celda} = L_{pract} \cdot w = 2,88 \text{ m} \cdot 0,5 \text{ m} = 1,44 \text{ m}^2$$

$$I = 50,01 \frac{A}{m^2} \cdot 1,44 \text{ m}^2 = 72,08 \text{ A}$$

Con la energía requerida calculada y la capacidad de producción de la planta en metros cúbicos/horas y aplicando la ecuación (4-7), se obtiene una potencia requerida de 3,86 Kw.

Conocida la potencia y la intensidad de corriente que circula y despejando de la ecuación (4-10), la cual representa la definición de potencia, la caída de voltaje del proceso es de 53,60V.

El número total de celdas en el módulo de electrodiálisis se calcula despejando de la siguiente igualdad:

$$0,30307 \frac{Kwh}{m^3} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{1000 \text{ W}}{1 \text{ Kw}} = \frac{0,1 \cdot 9,65 \cdot 10^8 \cdot (0,05833 - 0,005833)}{0,8 \cdot N} \cdot 53,60$$

$$N = 311,125$$

Con el número total de pares de celdas y la ecuación (4-12) se obtiene el área práctica:

$$A_{prac} = 2 \cdot N = 622,24 \text{ m}^2$$

El número de pares de celdas resulta de la división del número total de pares de celdas entre el área práctica, dando lugar a N_{cp} de 215,88.

El último parámetro que define el par de celdas es la caída de voltaje que tiene lugar en el, este valor se despeja de la ecuación (4-14):

$$35,013 = \frac{U_{cp}}{\frac{0,0004 \cdot (0,005833 + 0,239153)}{10,5 \cdot 0,005833 \cdot 0,239153} + 0,0006}$$

$$U_{cp} = 0,255 \text{ V}$$

Para finalizar el diseño del módulo de electrodiálisis, se calculan los parámetros relacionados con la pila. Con la siguiente ecuación se obtienen el número de pilas en serie que son necesarias para el proceso.

$$N_{st} = \frac{L_{prac}}{L_{st}} = \frac{2,8823}{0,725} = 4,117$$

Una vez obtenido la caída de voltaje en el par de celdas y el número de par de celdas necesarias en la planta, la caída de potencial en la pila es la multiplicación de ambos parámetros:

$$U_{st} = U_{cp} \cdot N_{cp} = 0,255 \cdot 215,88 = 55,10 \text{ V}$$

Finalmente, se obtiene la corriente que circula por la pila con la Ecuación (4-17):

$$I_{st} = \frac{0,1 \cdot 9,65 \cdot 10^8 \cdot (0,05833 - 0,005833) \cdot \frac{306}{3600 \cdot 24}}{0,8 \cdot 215,88} = 103,86 \text{ A}$$

Datos de salida:

- Concentración de entrada de la celda concentrada C_s^{fc} : 0,187 keq/m³
- Concentración de salida de la celda concentrada C_c^c : 0,239 keq/m³
- Densidad de corriente límite empírica i_{emp} : 50,02 A/m²
- Densidad de corriente límite práctica i_{pract} : 35,01 A/m²
- Longitud total de la ruta de flujo L_{pract} : 2,882 m
- Consumo de energía eléctrica E_{spec} : 0,3031 Kwh/m³
- Caída de voltaje por par de celdas U_{cp} : 0,255 V
- Área total práctica de la membrana A_{pract} : 622,24 m²
- Número de pares de celdas N_{cp} : 215,88
- Corriente total a través de la pila I_{st} : 103,86 A
- Número de pilas en serie N_{st} : 4,117
- Potencial requerido U_{st} : 55,105 V

5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

El análisis de sensibilidad tiene como finalidad ver cómo afectan los parámetros operacionales relacionados con la celda de electrodiálisis y con la membrana, parámetros de entrada, a las variables que definen el diseño del módulo de electrodiálisis.

Este análisis se lleva a cabo manteniendo los parámetros de entrada constantes y variando uno de ellos. Realizando este procedimiento se observa cómo afectan estas modificaciones a las variables de diseño. Al llevar a cabo este procedimiento se obtienen gráficas las cuales muestran cómo la variación en los parámetros de entrada modifica significativamente a algunas variables del diseño.

5.1 Sensibilidad de la longitud práctica del proceso

En el caso de la longitud práctica del proceso una vez estudiado cómo afectan los parámetros de entrada a las variables de diseño, se ha concluido que de dichos parámetros los que más influencia tienen en el valor obtenido de la longitud práctica son: el espesor de la celda concentrada y diluida (Δ), el área total de resistencia de las membranas ($\rho_A + \rho_C$) y la velocidad lineal de flujo (u).

Antes de representar la variación de la longitud práctica al modificar esos parámetros, se recuerda la ecuación (4-6), para poder ver la relación que existe entre la longitud práctica con las variables de entrada mencionadas.

$$L_{prac} \geq \frac{[\ln \frac{C_s^c \cdot C_s^{fd}}{C_s^d \cdot C_s^{fc}} + \frac{\Delta \cdot (\rho_A + \rho_C) \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)}{\Delta}] \cdot z \cdot F \cdot C_s^d \cdot u \cdot \alpha \cdot \Delta}{[\frac{C_s^d}{C_s^c} + 1 + \frac{\Delta \cdot C_s^d}{\Delta} \cdot (\rho_A + \rho_C)] \cdot s \cdot ilim \cdot \beta \cdot \zeta} \quad (4-6)$$

Modificando la Ecuación (4-6) y poniendo como constante (K) las variables que no están siendo estudiadas en este apartado se obtiene:

$$L_{prac} \geq \frac{[K + \frac{(\rho_A + \rho_C) \cdot K}{\Delta}] \cdot u^{1-b} \cdot \Delta}{[K + \frac{K}{\Delta} \cdot (\rho_A + \rho_C)] \cdot K} \quad (5-1)$$

Se comienza dándole valores al espesor de la celda y dejando el área total de resistencia de la membrana y la velocidad de flujo constante, es decir, con el valor de diseño que se dio como dato de entrada del proceso de electrodiálisis en el apartado anterior. Esta variación se muestra en la Tabla 5.1 y en la Figura 5.1:

Tabla 5.1. Variación de L_{pract} con Δ

Δ (m)	L_{pract} (m)
0,0004	2,882
0,00065	4,3814
0,0012	7,665
0,002	12,405

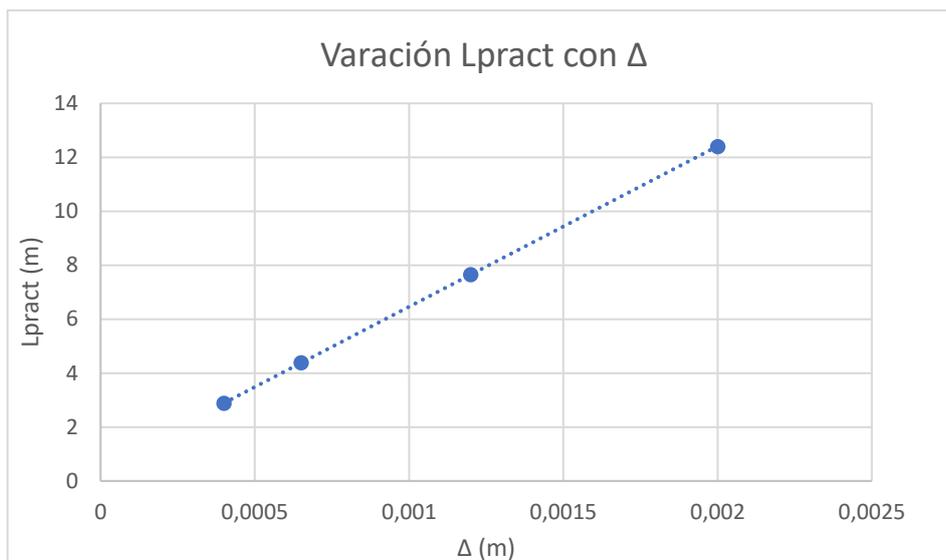


Figura 5.1. Variación de L_{pract} con Δ .

Se puede observar tanto en la Tabla 5.1 cómo en la Figura 5.1 que la longitud práctica del proceso aumentará al incrementar el valor del espesor de la celda concentrada y diluida. También cabe destacar que existe una relación lineal entre ambas variables. Este efecto puede ser debido a que mientras mayor sea el espesor de las celdas mayor será la distancia entre ellas, por tanto, si la distancia entre las celdas es mayor para un número de pares de celdas más o menos constantes se necesitará una longitud final del proceso mayor.

Este mismo procedimiento se realiza para el área total de resistencia de las membranas, esta variable afecta a la longitud práctica del proceso de manera similar que la anterior. Ya que al aumentar el área total de resistencia de la membrana se obtendrá longitudes prácticas mayores como muestran la Tabla 5.2 y la Figura 5.2, esto puede ser debido a que cómo demuestra la Ecuación (5-1) estas variables son directamente proporcionales. Además, se observa en la Ecuación (5-1) que el espesor de las membranas no se encuentra elevado a ningún exponente lo que dará lugar a una relación lineal entre ambas variables como demuestra la siguiente figura.

Tabla 5.2. Variación de L_{pract} con $\rho_A + \rho_C$.

$\rho_A + \rho_C$ ($\Omega \cdot m^2$)	L_{pract} (m)
0,0005	2,80
0,0006	2,88
0,0007	2,959

Es importante destacar que una variación en el espesor de la celda concentrada y diluida desvía más el valor de la longitud práctica del proceso de su valor de diseño obtenido en el apartado anterior, $L_{pract}=2,88$ metros, que una variación en el espesor de las membranas, la cual mantiene los resultados cercanos al valor de diseño. La diferencia de cómo afectan las variables de entrada a la variable de diseño puede ser consecuencia de los órdenes de magnitud de los valores que se le asignan a estas variables. Es decir, en el área total de resistencia de las membranas se le asignan valores del mismo orden de magnitud pero en el caso de la variación del espesor de la celda el valor se va incrementando a ordenes de magnitud mayores y más cercanos a la unidad. Por tanto, se puede concluir que el espesor de la celda es un parámetro importante a la hora de diseñar el módulo de electrodiálisis ya que afecta de manera más significativa a la longitud práctica.

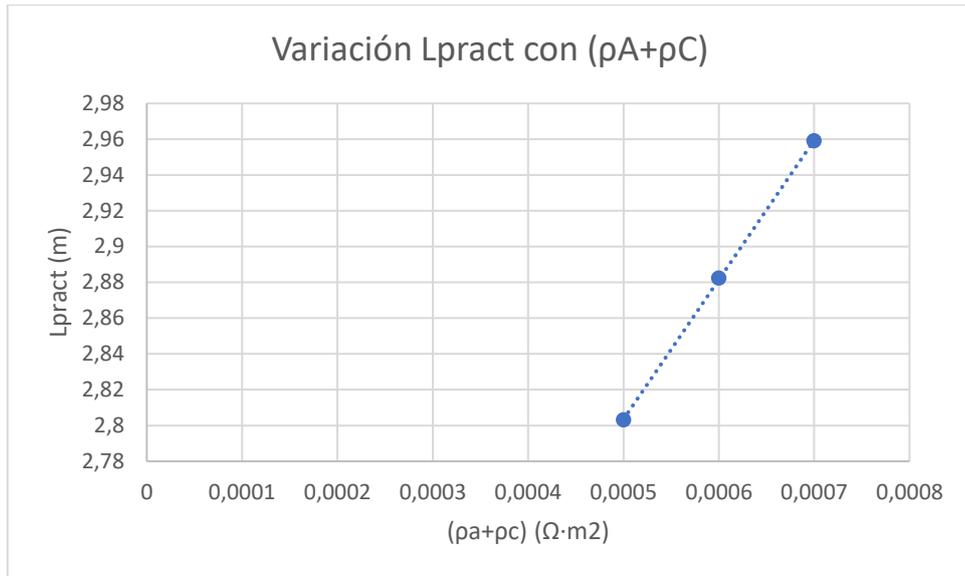


Figura 5.2. Variación de Lpract con $\rho_A + \rho_C$.

Para finalizar este apartado se estudia cómo afecta la velocidad lineal de flujo a la longitud práctica del proceso.

Tabla 5.3. Variación de Lpract con u.

u (m/s)	Lpract(m)
0,01	0,84
0,075	2,47
0,205	4,23
0,4	6,01

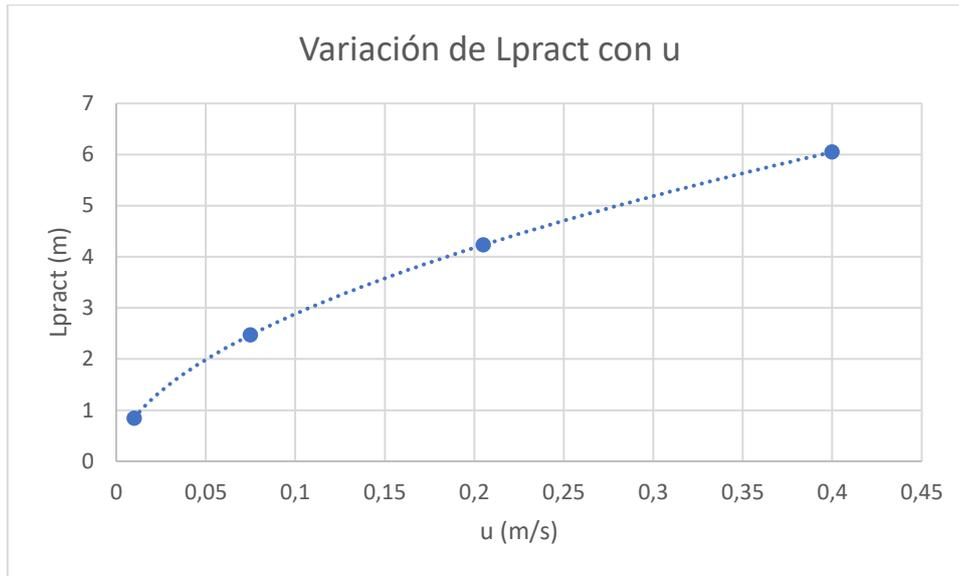


Figura 5.3. Variación de Lpract con u.

En este último caso la relación entre ambas variables es potencial, como se puede observar en la Ecuación (5-1) y en la Figura 5.3. Los resultados obtenidos muestran que la velocidad lineal de flujo es un parámetro importante a la hora de calcular la longitud práctica del proceso, pues con un rango de variación de la velocidad no muy amplio se obtiene un rango de longitudes prácticas mayor. Por ello la elección de la velocidad lineal de flujo es importante a la hora de realizar el diseño ya que puede modificar significativamente las variables que definen el módulo de electrodiálisis.

5.2 Sensibilidad de la energía requerida para la desalación

En el caso de la energía requerida en el proceso de desalación después de realizar variaciones en los diferentes parámetros de entrada se ha llegado a la conclusión que los que afectan más a esta variable de diseño son el espesor de la celda concentrada y diluida (Δ) y la velocidad lineal de flujo (u).

Como en el apartado anterior antes de ver cómo varía la energía requerida se recuerda la ecuación que relaciona estas variables, Ecuación (4-7).

$$Espec = \frac{Pdes}{Q} = \frac{u \cdot \Delta \cdot \alpha \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)^2 \cdot z^2 \cdot F^2}{\zeta^2 \cdot Lpract} \cdot \left[\frac{\Delta \cdot Ln \frac{C_s^c \cdot C_s^{fd}}{C_s^d \cdot C_s^{fc}}}{\Delta \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)} + (\rho_A + \rho_C) \right] \quad (4-7)$$

Modificando la Ecuación (4-7) y poniendo como constantes (K) las variables que no están siendo estudiadas en este apartado se obtiene la ecuación.

$$Espec = \frac{u^b \cdot \Delta \cdot K}{K} \cdot \left[\frac{\Delta \cdot K}{K} + K \right] \quad (5-2)$$

Primero se va a tratar la variación de la energía específica con la velocidad lineal de flujo, Tabla 5.4 y Figura 5.4:

Tabla 5.4. Variación de Espec con u.

u (m/s)	Espec (Kw·h/m ³)
0,01	0,103
0,075	0,26514
0,205	0,423
0,4	0,577

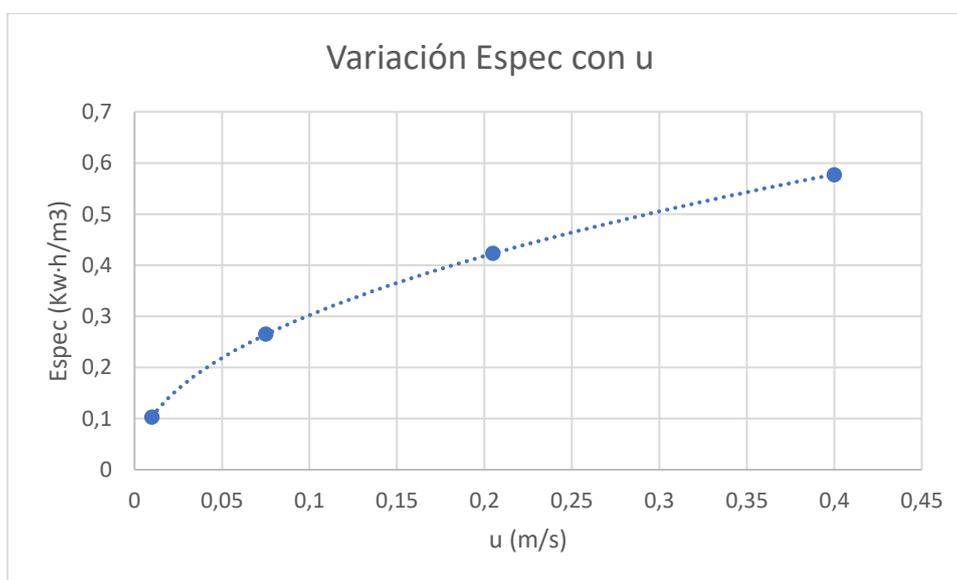


Figura 5.4. Variación de Espec con u.

Cómo se puede observar en la Figura 5.4 y en la Ecuación (5-2) existe una relación potencial entre ambas variables, donde si se mantienen el resto de las variables constantes el resultado de la energía requerida va a ser igual a la velocidad de flujo elevado a b . Pero si se compara cómo afectaba la velocidad lineal de flujo a la longitud práctica del proceso y cómo le afecta a la energía requerida en el proceso de desalación, se observa que una variación en la velocidad no afecta tanto a la energía requerida. Este efecto se muestra en el rango de valores que toma la energía al variar la velocidad lineal, los cuales están muy próximos, es decir, no se obtiene una variación muy significativa de esta variable de diseño.

Se continúa estudiando la relación de la energía requerida con el espesor de la celda concentrada y diluida, la cual según la Ecuación (5-2) es una relación lineal como se muestra a continuación con la siguiente figura.

Tabla 5.5. Variación de Espec con Δ

Δ (m)	Espec(Kw·h/m ³)
0,0004	0,30307
0,00065	0,4769
0,0012	0,8593
0,002	1,411

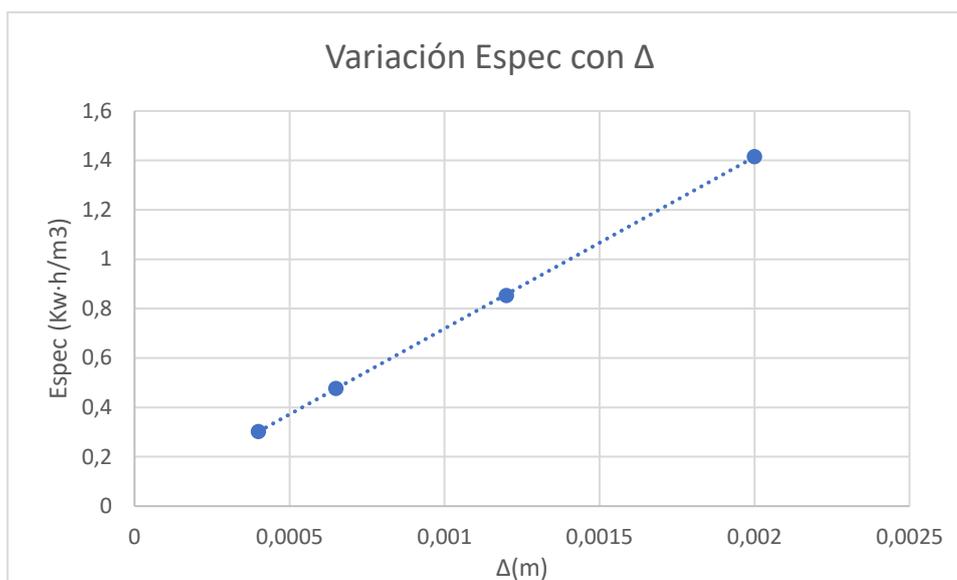


Figura 5.5. Variación de Espec con Δ .

Con las variaciones de este parámetro de entrada se observa que al aumentar el espesor de la celda concentrada y diluida, la energía específica aumentará también debido a que estas dos variables son directamente proporcionales. Pero la variación que experimenta la energía específica es menor que la del espesor. Esto se muestra por ejemplo en el último incremento del espesor recogido en la Tabla 5.5, donde éste se aumentó en aproximadamente un 80% produciendo así un incremento del 70% en el valor de la energía específica sobre el valor anterior.

Con este apartado también se puede concluir que, aunque se realicen cambios en la velocidad de flujo o el espesor de la celda, las modificaciones que se producirán en la energía requerida en el proceso de desalación en comparación con el valor de diseño obtenido no serán muy significativas.

5.3 Sensibilidad del número de pilas en serie

En este apartado se estudia qué parámetros afectan al número de pilas en serie necesarias para el proceso de electrodiálisis y de qué forma, dada la significatividad de esta variable de diseño en la configuración del módulo de electrodiálisis.

Como el número de pilas en serie es igual a la longitud práctica del proceso entre la longitud efectiva de la ruta de flujo, se ha concluido que los parámetros que más afectan a esta variable son la longitud efectiva de la ruta de flujo (L_{st}) y la velocidad lineal de flujo (u), este último parámetro afecta al número de pilas en serie debido a su influencia sobre la longitud práctica del proceso.

La longitud efectiva de la ruta de flujo es inversamente proporcional al número de pilas en serie, lo que significa que a mayor longitud efectiva menor número de pilas en serie tendrá el módulo de electrodiálisis. Por tanto, la elección de la longitud efectiva es importante ya que presenta una influencia significativa en el número de pilas en serie de las cuales constará el proceso de electrodiálisis. Esto se demuestra en la Tabla 5.6 y la Figura 5.6.

Tabla 5.6. Variación de Nst con Lst.

Lst (m)	Nst
0,7	4,117
0,725	3,975
1,15	2,5093
1,6	1,80

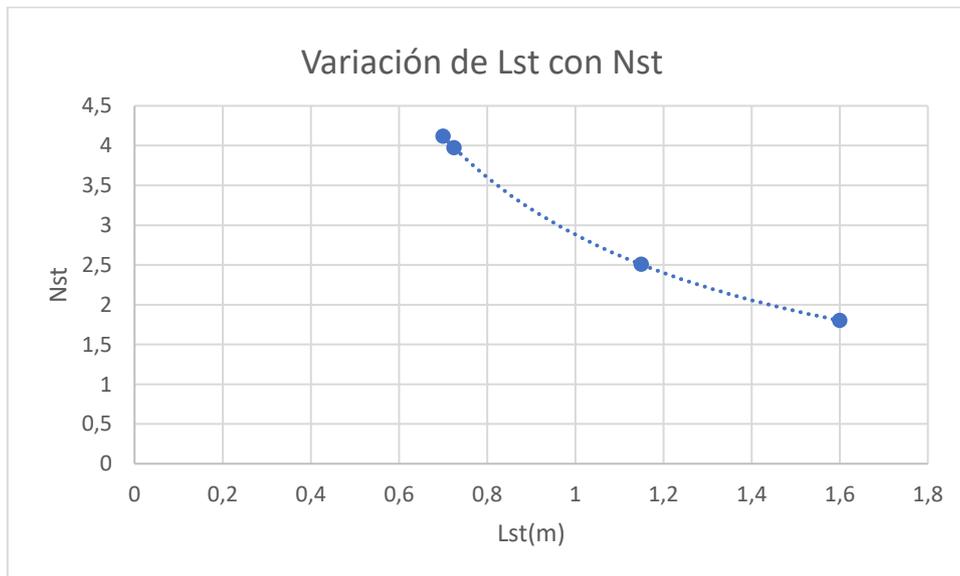


Figura 5.6. Variación de Nst con Lst.

Se prosigue viendo cómo afecta la variación de la velocidad lineal de flujo al número de pilas en serie. En la ecuación con la que se calcula el número de pilas en serie no aparece el valor de la velocidad lineal de flujo, pero si el de la longitud práctica del proceso que cómo se comprobó anteriormente depende exponencialmente y proporcionalmente de la velocidad.

Tabla 5.7. Variación de Nst con u.

u (m/s)	Nst
0,01	1,20
0,075	3,52
0,205	6,04
0,4	8,64

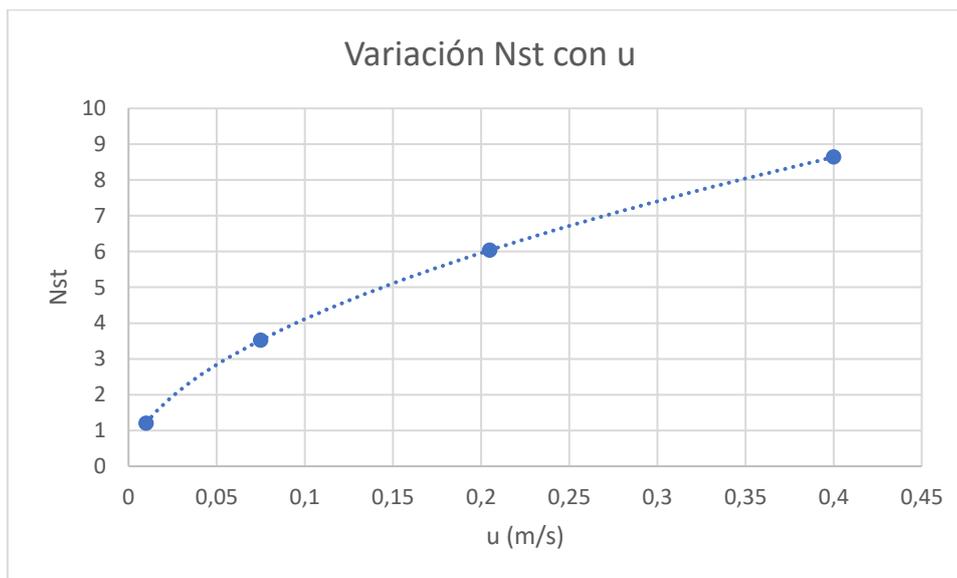


Figura 5.7. Variación de Nst con u.

Cómo se observa en la Tabla 5.7 y en la Figura 5.7 un aumento de la velocidad lineal da lugar a un incremento del número de pares de celdas. Esto es debido a que cuando aumenta la velocidad lineal la longitud práctica del proceso se incrementa, pues dicha longitud práctica es función de la velocidad elevada a (1-b). Por consiguiente, un aumento de la longitud práctica da lugar a un incremento de número de pilas en serie ya que son directamente proporcionales.

5.4 Sensibilidad del área práctica del proceso de desalación

Estudiar la sensibilidad del área práctica del proceso es lo mismo que estudiar la sensibilidad del número total de pares de celdas, ya que como se presentó anteriormente el área práctica del proceso es el doble del número total de pares de celdas.

En este apartado se observará cómo varía el área práctica con el espesor de la celda diluida y concentrada (Δ), ancho efectivo de la celda (w), con el área total de resistencia de las membranas ($\rho_A + \rho_C$) y con la velocidad lineal de flujo (u).

Antes de presentar las diferentes tablas y figuras con las que se estudiará esta variación se recuerda el procedimiento de cálculo y las ecuaciones mediante las cuales el área práctica está relacionada con estos parámetros de diseño.

Primero se obtenía la energía requerida en el proceso de desalación con la Ecuación (4-7):

$$E_{spec} = \frac{P_{des}}{Q} = \frac{u \cdot \Delta \cdot \alpha \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)^2 \cdot z^2 \cdot F^2}{\zeta^2 \cdot L_{pract}} \cdot \left[\frac{\Delta \cdot \ln \frac{C_s^c \cdot C_s^{fd}}{C_s^d \cdot C_s^{fc}}}{\Delta \cdot (C_s^{fd} - C_s^d)} + (\rho_A + \rho_C) \right] \quad (4-7)$$

La energía requerida en el proceso de desalación se podía definir también con la Ecuación (4-11):

$$E_{spec} = \frac{z \cdot F \cdot C_s^\Delta}{\zeta \cdot N} \cdot U \quad (4-11)$$

En la Ecuación (4-11) aparece el voltaje aplicado, el cual se calculaba mediante la definición de potencia representada mediante la Ecuación (4-10).

$$P_{des} = U \cdot I \quad (4-10)$$

En la Ecuación (10) la potencia del proceso se calculaba multiplicando la energía requerida por la capacidad de producción de la planta y la intensidad de corriente mediante la Ecuación (4-9).

$$I = i_{emp} \cdot A_{celda} \quad (4-9)$$

Donde el área de la celda se definía mediante la Ecuación (4-8):

$$A_{celda} = L_{pract} \cdot w \quad (4-8)$$

Por tanto, si se introducen las ecuaciones (4-7), (4-8), (4-9) en la de (4-10) se obtiene:

$$E_{spec} \cdot Q = U \cdot L_{pract} \cdot w \cdot i_{emp} \quad (5-3)$$

Despejando de la ecuación (5-3) el voltaje e introduciéndola en la ecuación (4-11):

$$E_{spec} = \frac{z \cdot F \cdot C_s^\Delta}{\zeta \cdot N} \cdot \frac{E_{spec} \cdot Q}{L_{pract} \cdot w \cdot i_{emp}} \quad (5-4)$$

Agrupando los términos que no varían en todo el apartado en una constante (K) y despejando el número total de pares de celdas:

$$N = \frac{K}{L_{pract} \cdot i_{emp} \cdot w} \quad (5-5)$$

Donde:

- i_{emp} es función de u^b .
- L_{pract} es función de u^{1-b} , Δ y $\rho_A + \rho_C$.

Se comienza estudiando cómo varía el área práctica con el ancho efectivo de la celda, Tabla 5.8 y Figura 5.8.

Tabla 5.8. Variación de Apract con w

w (m)	Aprac (m ²)
0,4	777,81
0,42	740,772
0,5	622,24
0,6	518,54

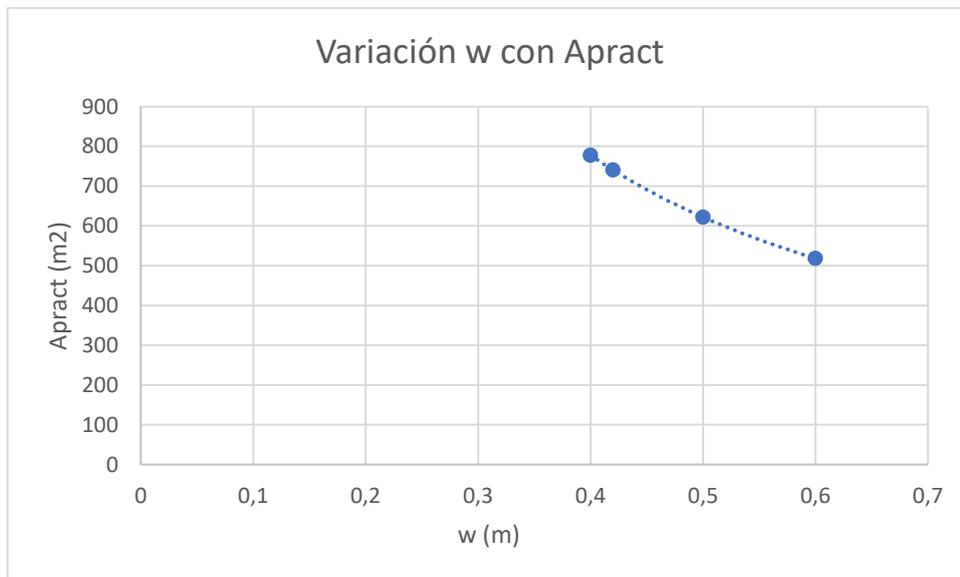


Figura 5.8. Variación de Apract con w.

Cómo se puede observar en la Tabla 5.8 y en la Figura 5.8 a mayor ancho efectivo de la celda menor será el valor del área práctica. Esto es debido a que cómo muestra la Ecuación (5-5) el ancho efectivo de la celda es inversamente proporcional al número total de pares de celdas, por tanto, un aumento en el parámetro de entrada provocará una disminución en el número total de celdas y por ello una disminución en el área práctica.

Además, si se observan los últimos dos valores de la Tabla 5.8 un aumento del ancho efectivo del 20% provocará una disminución en el área práctica de más o menos el 20%, es decir, la proporción con la que el parámetro de entrada aumenta será la mismo con la que la variable de diseño disminuye.

El siguiente caso de estudio representa cómo varía el área práctica con el área total de resistencia de las membranas:

Tabla 5.9. Variación de Apract con $\rho_A + \rho_C$

$\rho_A + \rho_C$ ($\Omega \cdot m^2$)	Apract (m^2)
0,0005	533,18
0,0006	518,54
0,0007	505,045

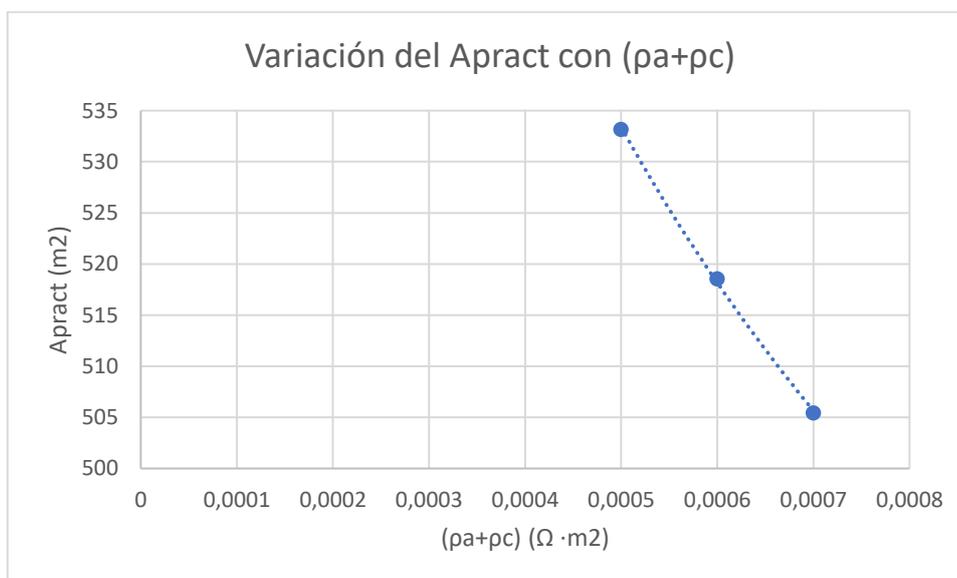


Figura 5.9. Variación de Apract con $\rho_A + \rho_C$

En este caso sucede lo mismo que en el anterior, cómo la longitud práctica es directamente proporcional al área total de resistencia de las membranas e inversamente proporcional al número total de pares de celdas; un aumento en el área total de resistencia provocará un aumento en la longitud práctica y esto una disminución en el número total de pares de celdas y por tanto en el área práctica del proceso. Cabe destacar que las variaciones del área práctica con el área de resistencia de las membranas no son muy significativas, por tanto, a la hora del diseño no es un parámetro de entrada importante.

Se prosigue estudiando la variación del espesor de la celda concentrada y diluida con el área práctica, Tabla 5.10 y Figura 5.10.

Tabla 5.10. Variación de Apract con Δ

Δ (m)	Apract (m^2)
0,0004	622,24
0,00065	409,34
0,0012	234,27
0,002	144,57

En el caso del espesor de la celda concentrada y diluida también se relaciona con el área práctica mediante el efecto que tiene sobre la longitud práctica del proceso. Por lo cual al aumentar el espesor va a ir disminuyendo el área práctica. Este efecto se observa también en la Figura 5.10:

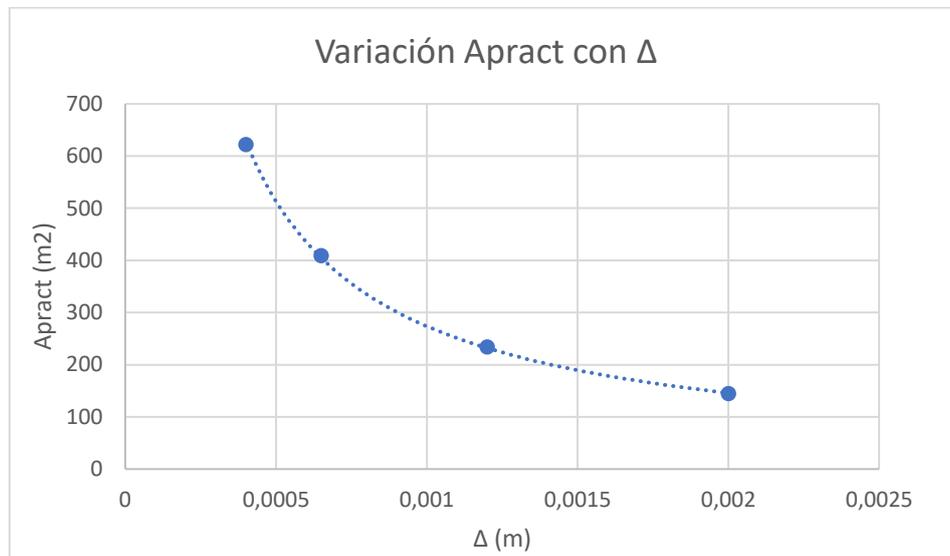


Figura 5.10. Variación de Apract con Δ

Es importante destacar que con valores pequeños del espesor de la celda concentrada y diluida se obtienen valores del área práctica similares a los del artículo, *H.J Lee et al, 2002*. A medida que va aumentando el espesor se obtienen áreas prácticas menos similares a los valores típicos de diseño de un módulo de electrodiálisis.

Finalmente se estudia la variación del área práctica con la velocidad lineal de flujo:

Tabla 5.11. Variación de Apract con u.

u(m/s)	Apract (m ²)
0,01	5185,40
0,075	691,38
0,205	252,9
0,4	129,63

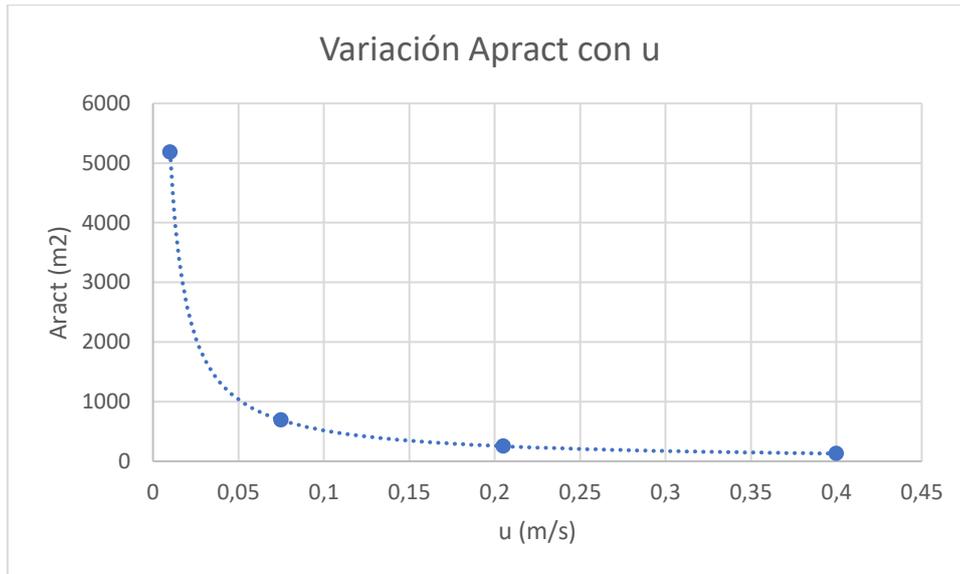


Figura 5.11. Variación de Apract con u.

En este caso cabe destacar que para velocidades de flujo bajas se obtienen valores de áreas prácticas muy altas, las cuales se salen de los valores típicos de diseño. Y para velocidades de flujo alta se obtendrá el resultado contrario. Esto es debido a que si el fluido circula con una menor velocidad dentro del módulo se necesitará una mayor área para obtener el grado de desalinización buscado. Esto mismo sucede con las velocidades altas, mientras más rápido vaya el fluido menos área será necesaria. Pero estos casos extremos dan valores del área práctica que se escapan de los valores típicos; por tanto, se concluye que para el diseño del módulo de electrodiálisis hay que tomar valores intermedios del rango de velocidades presente en la Tabla 4.1 cómo se ha realizado en el apartado anterior.

5.5 Análisis del efecto de las constante a sobre las variables de diseño

En este apartado se justifica la elección de diseñar el módulo de electrodiálisis tomando el mismo valor de la constante del artículo, *H.J Lee et al, 2002*, en vez de con el valor que se obtiene de la Tabla 4.2. Para esta justificación se han mantenido todos los parámetros de entrada constantes y sólo se ha variado el valor de la constante a .

Tabla 5.12. Variación de parámetros de diseño con a .

a	25000	7732
iemp	50,01	15,47
Lpract	2,8823	10,82
Espec	0,30307	0,09377
Acelda	1,411	4,659
Ncp	215,88	66

Al disminuir el valor de la constante se reducirá el valor de la intensidad empírica debido a que son directamente proporcionales como muestra la Ecuación (4-4). Una disminución de la intensidad provocará un aumento en la longitud práctica del proceso ya que como se mostró en apartados anteriores son inversamente proporcionales. Estos dos efectos se pueden observar en la Tabla 5.12 si se comparan los valores de la intensidad empírica y la longitud práctica obtenidos con diferentes valores de la constante a .

La longitud práctica también es inversamente proporcional a la energía requerida para la desalación. Por ello, longitudes prácticas grandes dan lugar a energía específicas pequeñas, esto sucede con el valor menor de la constante a recogida en la Tabla 5.12.

Para el cálculo del número de pares de celdas se necesita el número total de pares de celdas y el área de la celda. Es decir, como el área de la celda es directamente proporcional a la longitud práctica si dichas longitudes adquieren valores elevados el área de la celda también lo adquirirá. Por otra parte, valores elevados de área de celdas dan lugar a un número total de pares de celdas pequeño, como se muestra en la ecuación (4-13) son inversamente proporcionales

Al obtener con el valor de la constante a tomado de la Tabla 4.2. valores diferentes a los valores de diseño habitual, se decidió tomar el mismo valor de la constante a que aparece en el artículo citado al principio de este apartado, pues con el mismo se obtienen variables de diseño dentro del rango habitual.

6 DISEÑO UNIDADES DEL PROCESO DE DESALACIÓN

6.1 Caracterización del agua de entrada a la planta

En el apartado 3.1 de este proyecto se muestra los componentes presentes en las aguas salobres y sus intervalos de concentraciones más comunes. En la caracterización de los diferentes módulos del proceso de desalación se han tomado los valores menores de dichas concentraciones, obteniendo así a la entrada del módulo de electrodiálisis la concentración de sólidos fijada en las bases de diseño.

Tabla 6.1. Composición del agua salobre de entrada.

Parámetro	
Temperatura, °C	20
pH	6,5
Bicarbonatos, mg/L	20
Sulfatos, mg/L	20
Cloruros, mg/L	2900
Sodio, mg/L	1700
Potasio, mg/L	6,2
Calcio, mg/L	7
Magnesio, mg/L	130
Boro, mg/L	4
Estroncio, mg/L	12
Materia orgánica, mg/L	1,2

Los compuestos presentados en la tabla anterior pueden encontrarse en el agua de diferentes formas:

- Compuestos elementales: Cl, Na, Mg, K, Sr...
- Sulfatos: $Mg(SO_4)$, $Sr(SO_4)$, $Ca(SO_4)$...
- Carbonatos: HCO_3 , CO_3^{2-} , H_2CO_3 , $CaCO_3$, $MgCO_3$, $SrCO_3$
- Boratos: $B(OH)_3$, $B(OH)_2$

El caudal de entrada a los módulos de pretratamiento se ha tomado como el caudal de agua de alimentación de las bases diseño, el cual como se mencionó anteriormente corresponde a la salmuera de rechazo de instalaciones industriales

La finalidad de los siguientes apartados es el diseño de los diferentes módulos que intervienen en el proceso de desalación.

6.2 Diseño de la cámara de captación

6.2.1 Cámara de captación

En la cámara de captación se almacenará el agua salobre hasta su bombeo y será excavada a la profundidad necesaria para que se mantenga el nivel de agua adecuado. El agua salobre llega a la cámara de captación mediante el inmisario, donde su desembocadura a la cámara de captación no se realizará de manera brusca si no que se irá ensanchando con una abertura de 45° hasta llegar al pretratamiento con tamices con los cuales se pretende eliminar las impurezas de tamaño superior a 1 mm. La configuración de la cámara de captación se muestra en la siguiente figura.

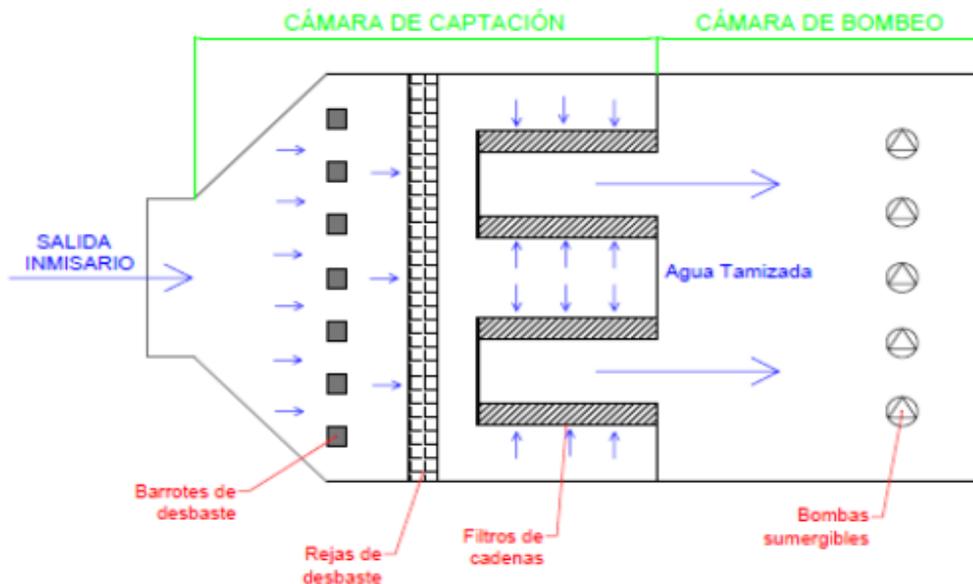


Figura 6.1. Cámara de captación, (Martínez, 2014).

La cota de entrada de la cámara de captación se diseña teniendo en cuenta las pérdidas de carga provocadas por el inmisario y las pérdidas de carga que experimentan las rejas y el filtro de cadena, (Moya, 2017).

$$H = h_r + h_{reja} \quad (6-1)$$

H: cota de entrada de la cámara de captación (m.c.a.).

h_r : pérdida de carga del inmisario (m.c.a.).

h_{reja} : pérdida de carga de la reja (m.c.a.).

Por tanto, la cota de entrada es la suma de ambas pérdidas de carga, con lo que se obtiene una cota de entrada de 1,73 metros, la cual se sobredimensiona a 2 metros. Donde se ha supuesto la pérdida de carga del inmisario de 0,73 m.c.a y las pérdidas de carga de las rejas y del filtro de cadena de un 1 m.c.a.

Para el dimensionamiento de la cámara de captación se necesitan conocer los siguientes parámetros:

- Caudal de alimentación a la planta: 19,196 m³/h.
- Tiempo de retención del agua en la cámara: 1 hora.
- Altura de la cámara: 2 metros.

En primer lugar, se calcula el volumen de la cámara multiplicando el caudal por el tiempo de retención, volumen igual a 19,196 m³. Una vez calculado el volumen de la cámara de captación se obtiene las

dimensiones expresión que se muestre a continuación, donde se aplica la restricción de que la longitud de la cámara captación es el doble del ancho de la misma.

$$Volumen = alto * ancho * longitud \quad (6-2)$$

Conocida la altura de la cámara y la relación entre el ancho y la longitud, se obtienen las siguientes dimensiones:

- Alto de la cámara de captación igual a 2 metros.
- Ancho de la cámara de captación igual a 3 metros.
- Largo de la cámara de captación igual a 5 metros.

6.2.2 Rejas de desbaste

Los parámetros más importantes a la hora del diseño de las rejas son la velocidad del agua en el canal, la velocidad de paso por la reja y la pérdida de carga producida por las rejas. La velocidad de paso por la reja está relacionada con las retenciones de sólidos, ya que una velocidad elevada da lugar a una menor retención de sólidos a eliminar a consecuencia de las turbulencias generadas. Mientras que una velocidad baja da lugar a la decantación de arenas y sólidos en suspensión de alta densidad, (Fernández, EOI, 2016).

Por tanto, para un diseño correcto de las rejas se han fijado las siguientes velocidades.

- Velocidad de paso a caudal medio 1 m/s.
- Velocidad de paso a caudal máximo 1,4 m/s.
- Velocidad de agua en el canal a caudal medio 0,3 m/s.
- Velocidad de agua en el canal a caudal máximo 0,9 m/s.

A parte de las velocidades para el diseño de las rejas se definen también los siguientes parámetros de entrada:

- Caudal de alimentación a la planta: 19,196 m³/h.
- Separación entre los barrotos 150 mm.
- Espesor de los barrotos 100 mm.
- Coeficiente de colmatación 0,7.

El primer parámetro que se obtiene es la superficie de la reja, la cual debe calcularse para el caudal medio y máximo, (Fernández, EOI, 2016).

$$S = \frac{Q}{v} \cdot \frac{L + e}{L} \cdot \frac{1}{C} \quad (6-3)$$

Q: caudal de alimentación (m³/h).

S: Superficie (m²).

v: velocidad de paso a través de la reja (m/s).

L: separación entre los barrotos (mm).

e: espesor entre los barrotos (mm).

C: coeficiente de colmatación.

Introduciendo las velocidades de paso a caudal medio y caudal máximo en la Ecuación (6-3) se obtienen una superficie a caudal medio de 1,147 m² y a caudal máximo de 0,819 m². Por motivos de seguridad a la hora del diseño se toma de las dos superficies calculadas la mayor, por tanto, el diseño de la reja se realiza con la superficie obtenida a caudal medio.

La superficie calculada corresponde a la de una reja dispuesta perpendicularmente a la solera del canal, pero estos equipos se colocan formando un ángulo con la vertical, por ello, se calcula la superficie mojada. La cual es función del ángulo que forma la reja con la vertical.

$$S_{mojada} = \frac{S}{\sin \alpha} \quad (6-4)$$

Tomando el valor mayor de las superficies calculadas anteriormente y dividiéndola entre el seno de 45°, se consigue una superficie mojada de 1,348 m².

Finalmente se calcula la pérdida de carga que experimenta la reja que es función de la velocidad de paso, de la velocidad del agua en el canal y del coeficiente de colmatación.

$$H = \frac{V^2 - v^2}{2 \cdot g \cdot C} \quad (6-5)$$

H: pérdida de carga (m.c.a).

V: velocidad del agua de paso en la reja (m/s).

v: velocidad del agua en el canal (m/s).

g: gravedad (m/s²).

C: coeficiente de colmatación.

La pérdida de carga obtenida es de 0,06632 m.c.a.

6.2.3 Filtros de cadena

En el caso del filtro de cadena no se realizará el diseño mediante ecuaciones, sino que su elección se basará en los datos aportados por el fabricante *Beaudry*. Las diferentes dimensiones de filtros de cadena que oferta el fabricante se muestran en la Figura 6.3.

INFORMACIÓN Y TAMAÑO

- ◆ Abertura de malla desde 1x1mm hasta 10x10mm
- ◆ Altura del canal: H= ningún limite
- ◆ Anchura útil de los paneles de filtración desde W = 0.6m hasta 4m; Superior bajo pedido especial
- ◆ Caudal: hasta 70,000 m³/h (300,000 GPM)

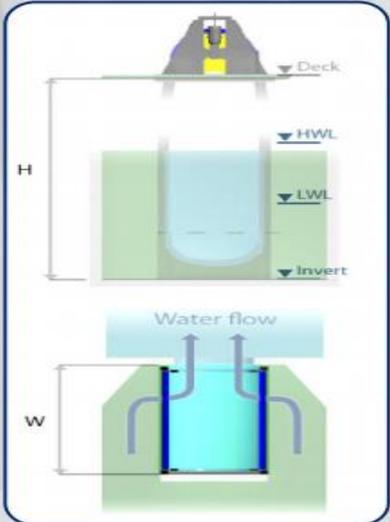


Figura 6.2. Datos fabricante.

Las dimensiones del filtro de cadena corresponden con las de la cámara de captación calculadas con la Ecuación (6-2). Pero a pesar de que los filtros de cadenas ofertados por el fabricante pueden trabajar con grandes caudales se instalarán en la cámara de captación dos filtros por si fuera necesario parar alguno de ellos por labores de mantenimiento, atascamiento o problemas similares.

Mediante las restricciones aportadas por el fabricante y los datos de la cámara de captación se necesitan dos filtros de cadena con las siguientes características:

- Abertura de malla 1x1 mm.
- Altura 2 m.
- Ancho 1,5 m.
- Caudal 9,598-19,196 m³/h.

6.3 Pretratamiento

6.3.1 Filtro de cartucho

El diseño del filtro de cartucho se ha basado en la elección de un modelo del fabricante *Fluytec*, de los diferentes modelos ofertados se ha elegido la serie FTPV, pues este tipo de filtros son adecuados para operaciones en las que se traten pequeños caudales de agua salada, tanto aguas salobres como aguas de mar, desde 3 m³/h hasta 50 m³/h.

La configuración de los filtros consiste en cilindros de PVC dentro de los cuales se encuentran los elementos filtrantes. Esta configuración de los filtros busca ocupar el menor espacio posible por lo cual se situarán de forma vertical, donde el agua entra por la parte inferior pasa por los filtros dejando las partículas retenidas en la superficie filtrante y sale por la parte superior de la tapa. La siguiente figura muestra la geometría del filtro.

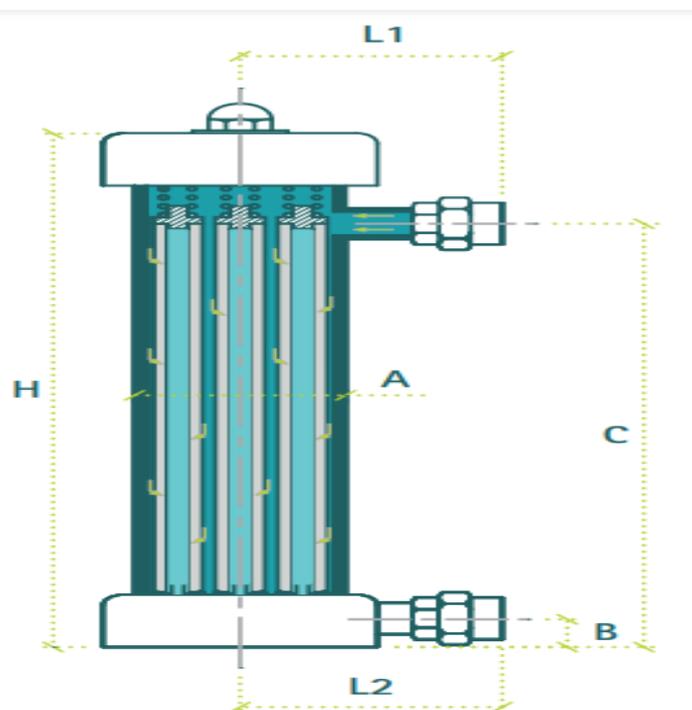


Figura 6.3. Geometría del filtro de cartucho.

Los diferentes modelos de la serie FTPV se presentan en la siguiente tabla, de donde se elegirá el modelo correspondiente para el proceso de desalación:

Tabla 6.2. Modelos de filtros de cartucho, (Fluytec).

MODELO	CARTUCHOS	Caudal de Diseño m ³ /hora	DIMENSIONES (mm)					
			(DN)	B	C	H	L1/L2	F1/F2
3 FTPV-2	3 de 20"	4	180	70	715	745	210	32
3 FTPV-3	3 de 30"	6	180	70	965	995	210	32
3 FTPV-4	3 de 40"	8	180	70	1.215	1.245	210	32
4 FTPV-3	4 de 30"	8	200	82	995	1.030	230	40
4 FTPV-4	4 de 40"	10	200	82	1.245	1.280	230	40
4 FTPV-5	4 de 50"	13	200	82	1.495	1.530	230	40
6 FTPV-3	6 de 30"	12	250	82	846	1.005	280/265	50
6 FTPV-4	6 de 40"	16	250	82	1.096	1.255	280/265	50
6 FTPV-5	6 de 50"	20	250	82	1.346	1.505	280/265	50
12 FTPV-3	12 de 30"	23	330	122	1.039	1.237	300/261	80
12 FTPV-4	12 de 40"	31	330	122	1.289	1.487	300/261	80
12 FTPV-5	12 de 50"	39	330	122	1.539	1.737	300/261	80
20 FTPV-3	20 de 30"	39	400	140	1.075	1.305	335/350	100
20 FTPV-4	20 de 40"	52	400	140	1.325	1.555	335/350	100
20 FTPV-5	20 de 50"	65	400	140	1.575	1.805	335/350	100
35 FTPV-3	35 de 30"	69	540	175	1.122	1.377	430/420	125
35 FTPV-4	35 de 40"	91	540	175	1.372	1.627	430/420	125
35 FTPV-5	35 de 50"	114	540	175	1.622	1.877	430/420	125

Basándose en el modelo elegido y las condiciones de trabajo de la planta de desalación se prosigue calculando el número de filtros y el número de cartuchos necesarios en el proceso. Para obtener el número de filtros necesarios se aplica la siguiente ecuación:

$$N_{filtros} = \frac{Q_{trabajo}}{Q_{diseño}} \quad (6-6)$$

$N_{filtros}$: número de filtros necesarios en el pretratamiento.

$Q_{trabajo}$: caudal de entrada a la planta de desalación (m³/h).

$Q_{diseño}$: caudal aportado por el fabricante (m³/h).

Una vez conocido el número de filtros se calcula el número de cartuchos necesarios.

$$N_{cartuchos} = N_{filtros} \cdot \frac{N_{cartuchos}}{filtro} \quad (6-7)$$

En la siguiente tabla se recogen los datos del diseño del filtro de cartucho.

Tabla 6.3. Característica del filtro de cartucho.

Longitud del filtro (mm)	1270
Presión de diseño (bar)	6
Caudal de trabajo (m ³ /h)	19,196
Caudal de diseño (m ³ /h)	13
Nº cartuchos por filtro	4
Nº filtros a instalar	1,476
Nº filtros totales	2+1
Nº cartuchos totales	12

Se toma un filtro de más debido a la necesidad de su limpieza cada periodo de tiempo. Por consiguiente, como para el correcto funcionamiento de la unidad se necesitan dos filtros en operación se sitúa uno extra necesario en las operaciones de lavado.

6.3.2 Ultrafiltración

Los bastidores del módulo de ultrafiltración se han sido elegidos del modelo IntegraPac-IPD-51 de la marca Dow, donde los diferentes modelos y características quedan reflejados en la siguiente tabla:

Tabla 6.4. Características técnicas bastidores de ultrafiltración, (Dupont, 2019).

No. of Modules	IntegraPac™ Skid	Membrane Area		Flow @ 65 lmh (38 gfd)		Length (L)		Width (W)		Height (H)		Weight, dry (incl. modules)		Weight, filled (incl. modules)		Hold-Up Volume	
		m ²	ft ²	m ³ /h	gpm	mm	ft	mm	ft	mm	ft	kg	lbs	kg	lbs	m ³	US gal
6	IP & IPD-51-06	306	3294	20	88	1241	4.1	764	2.51	2375	7.79	418	922	738	1627	0.29	77.7
8	IP & IPD-51-08	408	4392	27	117	1604	5.3	764	2.51	2375	7.79	540	1190	966	2130	0.39	103.6
10	IP & IPD-51-10	510	5490	33	146	1967	6.5	764	2.51	2375	7.79	661	1457	1194	2632	0.49	129.4
12	IP & IPD-51-12	612	6588	40	175	2330	7.6	764	2.51	2375	7.79	783	1726	1422	3135	0.59	155.3
14	IP & IPD-51-14	714	7686	46	204	2693	8.8	764	2.51	2375	7.79	909	2004	1655	3649	0.69	181.2
16	IP & IPD-51-16	816	8784	53	234	3056	10.0	764	2.51	2375	7.79	1041	2295	1893	4173	0.78	207.1
18	IP & IPD-51-18	918	9882	60	263	3419	11.2	764	2.51	2375	7.79	1167	2573	2126	4687	0.88	233.0
20	IP & IPD-51-20	1020	10980	66	292	3782	12.4	764	2.51	2375	7.79	1294	2853	2359	5201	0.98	258.9
22	IP & IPD-51-22	1122	12078	73	321	4145	13.6	764	2.51	2375	7.79	1420	3131	2592	5714	1.08	284.8

El diseño del módulo de ultrafiltración se basa en el caudal de entrada necesario para el módulo de electrodiálisis, 19,196 m³/h, más un caudal adicional que se usa en el lavado de las membranas de ultrafiltración. Este caudal corresponde a un 6% del caudal necesario para la electrodiálisis, por tanto, el caudal de entrada al módulo de ultrafiltración es de 20,3477 m³/h. Luego si se considera un flujo medio de filtrado de 40 l/m²/h el área de filtrado disponible se calcula con la siguiente expresión, (Martinez, 2014).

$$A_{filtrado} = \frac{Q}{Flujo_{filtrado}} \quad (6-8)$$

Afiltrado: área de filtrado necesaria en la ultrafiltración (m²).

Q: caudal de tratamiento considerando el caudal de lavado (m³/h).

Flujo filtrado: flujo medio de filtrado necesario en el proceso (m/h).

Aplicando la Ecuación (6-8) e introduciendo los datos definidos anteriormente se obtiene un área de filtrado de 508,694 m².

Sabiendo que el área de cada módulo es de 51 m², el número de módulos necesarios para el proceso se define con la siguiente ecuación:

$$N_{módulos} = \frac{A_{filtrado}}{A_{modulo}} \quad (6-9)$$

Con la Ecuación (6-9) se obtiene que para el proceso de desalación se necesitan 10 módulos.

Si cada bastidor se compone de 6 módulos de filtrado, el número de bastidores necesarios será la división del número de módulos entre los 6 módulos por bastidor. Por tanto, se necesitan 1,66 bastidores, el cual al no ser un número entero se redondea a 2 bastidores. Finalmente se optará por una instalación con 4 bastidores, de los cuales dos están en funcionamiento y otros dos en reserva.

En la siguiente tabla se recogen las características de los bastidores necesarios para el proceso de desalación.

Tabla 6.5. Características bastidores de ultrafiltración.

Caudal entrada UF (m ³ /h)	20,347
Caudal lavado UF (m ³ /h)	1,151
Temperatura (°C)	1-40
Flujo de filtración (l/m ² /h)	40-90
Max. Presión entrada 20°C (bar)	6,25
Max. Presión entrada 40°C (bar)	4,75
Max. Presión transmembranal (bar)	2,1
Max. Presión de contralavado (bar)	2,5
Rango de pH	2-11
Flujo de diseño (l/m ² /h)	40
Nº módulos por bastidor	6
Área de filtrado (m ²)	508,694
Nº módulos	10
Nº bastidores	2+2

6.3.3 Columna de carbón activo

Para el diseño del lecho de adsorción con carbón activo es necesario fijar una serie de parámetros de entrada:

- Caudal de entrada de agua al proceso: 19,196 m³/h.
- Velocidad de filtración (HLR) :5 m/h.
- Tiempo de contacto del lecho (EBCT): 10 min
- Densidad aparente del CA: 430 kg sólido/m³lecho.

Los parámetros de diseño como la velocidad de filtración, el tiempo de contacto del lecho, la densidad aparente y el volumen del lecho han sido tomados de la siguiente figura, (*Inditex, 2014*).

Flow rate, Q		
Water treatment	1200–9600	m ³ d ⁻¹
Tertiary treatment of municipal wastewaters	5000–380000	m ³ d ⁻¹
Physicochemical treatment of municipal wastewaters	2200–19000	m ³ d ⁻¹
Industrial wastewater treatment	19–16000	m ³ d ⁻¹
Empty-Bed Contact Time (EBCT)		
General	10–50	min
Typical	30	min
Water treatment	5–30	min
Tertiary treatment of municipal wastewaters	17–50	min
Physicochemical treatment of municipal wastewaters	20–66	min
Industrial wastewater treatment	30–540	min
Hydraulic Loading Rate, HLR		
General	5–25	m h ⁻¹
Typical	12	m h ⁻¹
Water treatment	5–15	m h ⁻¹
Tertiary treatment of municipal wastewaters	7–16	m h ⁻¹
Physicochemical treatment of municipal wastewaters	6–15	m h ⁻¹
Carbon Usage Rate (CUR)		
Tertiary treatment of municipal wastewaters	0.12–0.23	kg GAC/m ³
Physicochemical treatment of municipal wastewaters	0.29–1.04	kg GAC/m ³
Typical values of the GAC bed		
Bed volume, V _B	10–50	m ³
Cross-sectional area, A	5–30	m ²
Length, L_B		
General	3–9	m
Water treatment	1.8–4	m
Tertiary treatment of municipal wastewaters	3–10	m
Physicochemical treatment of municipal wastewaters	2.7–11	m
Void fraction in GAC bed, ε _B	0.3–0.6	m ³ /m ³
Apparent filter density, ρ _B	430–480	kg solids/m ³ bed
GAC particle density, ρ _P	0.92–1.5	kg solids/m ³ soli

Figura 6.4. Valores típicos de diseño y operación del filtro de CA.

Se comienza definiendo el tiempo de contacto del lecho (EBCT), que es el tiempo de residencia en ausencia del medio filtrante, (*Inditex, 2014*).

$$EBCT = \frac{V_B}{Q} \quad (6-10)$$

EBCT: tiempo de contacto del lecho (min).

V_B: volumen del lecho de carbón activo (m³).

Q: caudal de agua de entrada a la torre (m³/h).

Conocido el tiempo de contacto y el caudal de agua salobre de entrada, se despeja un volumen de lecho de carbón activo de 3,199 m³.

Mediante la definición de velocidad de filtración, que es velocidad a la cual circula el líquido en el lecho, se obtiene la sección de la columna de adsorción.

$$v_f = \frac{Q}{A} \quad (6-11)$$

v_f: velocidad de filtración (m/s).

A: sección de la columna de adsorción (m²).

Con los datos de partida, velocidad de filtración y caudal, se calcula un área de columna igual a 3,839 m.

Como se conoce la densidad del carbón activo y el volumen del lecho de carbón activo se obtiene que para realizar esta operación se necesitan 1375,71 kg de carbón activo.

Finalmente se calcula el diámetro y la altura de la columna de adsorción. Utilizando el área de la sección obtenida en la ecuación (6-11) se tiene un diámetro de la columna de 2,21 m.

Para el cálculo de la altura se aplica la siguiente restricción:

$$H = 1,5 \cdot D$$

Utilizando la restricción anterior se obtiene una altura de 3,32 m.

6.4 Postratamiento

6.4.1 Intercambio iónico

El sistema de intercambio iónico se sitúa a la salida del módulo de electrodiálisis. El agua con bajo contenido en iones se hace pasar primero por una columna de intercambio catiónico y a la salida de esta se bombea hacia la columna de intercambio aniónico, consiguiendo así un agua apta para el consumo. Este sistema se muestra en la siguiente figura.

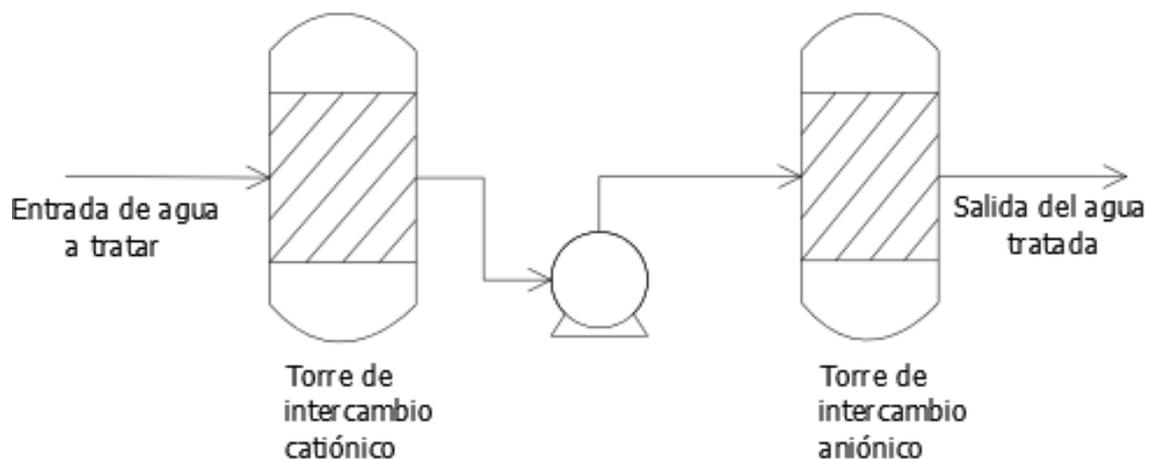


Figura 6.5. Sistema de intercambio iónico.

Para el diseño de ambas columnas es necesario definir una serie de variables:

- Capacidad útil catiónica 0,8 eq/L.
- Capacidad útil aniónica 0,5 eq/L.
- Tiempo entre regeneraciones 6 h.
- Caudal de entrada al proceso 12,75 m³/h.

En primer lugar, se realiza un análisis del agua bruta que entra en el módulo de postratamiento donde se supone que solo el 5% de la concentración de los iones de entrada y el 7,5% de la concentración de iones sodio y cloro de entrada llegan a esta unidad.

Tabla 6.6. Análisis de cationes que llegan al módulo de postratamiento.

Cationes	mg/L	meq/L
Ca ²⁺	0,35	0,0175
Mg ²⁺	6,5	0,5349
Na ⁺	127,5	5,543
K ⁺	0,31	0,00793
B ³⁺	0,2	0,06
Sr ³⁺	0,6	0,01397

Una vez realizado el análisis de cationes del agua se calcula la concentración total como el sumatorio de las concentraciones de cada uno de los cationes presentes en el agua desalada, de lo que se obtiene una concentración de 6,177 meq/L.

Se prosigue con el análisis de aniones presentes en el agua de entrada al módulo de postratamiento.

Tabla 6.7. Análisis de los aniones que llegan al módulo de postratamiento

Cationes	mg/L	meq/L
HCO ₃ ⁻	1	0,01639
SO ₄ ²⁻	1	0,0208
SO ₄ ²⁻	mg/L	6,1614

La concentración total de aniones presentes en el agua desalada es de 6,182 meq/L.

Una vez realizado el balance de iones presentes en el agua de entrada se define la producción neta en unidades volumétricas que tiene lugar en las torres, (*Plantas de intercambio iónico, 2020*).

$$Q = f \cdot t_{reg} \quad (6-12)$$

Q: producción neta que tiene lugar en las torres (m³).

f: caudal volumétrico de entrada al sistema de intercambio iónico (m³/h).

t_{reg}: tiempo entre regeneraciones en horas.

Con la Ecuación (6-12) y los valores del caudal volumétrico de entrada y el tiempo entre regeneraciones definido en las variables de entrada al proceso se obtiene una producción neta de 74,58 m³.

El siguiente paso en el diseño de las columnas de intercambio es calcular la carga de iones en equivalentes.

$$Carga\ iónica\ (eq) = concentración\ de\ iones\ \left(\frac{eq}{m^3}\right) \cdot Q\ (m^3) \quad (6-13)$$

Aplicando esta ecuación a los cationes y aniones se obtiene:

$$Carga\ catiónica = 12,19 \cdot 76,5 = 460,72\ eq$$

$$Carga\ aniónica = 8,74 \cdot 76,5 = 461,07\ eq$$

Se prosigue calculando el volumen de resina de intercambio iónico en litros necesario para el postratamiento del agua.

$$V_{resina} = \frac{concentración\ de\ iones\ \left(\frac{eq}{m^3}\right) \cdot Q\ (m^3)}{capacidad\ útil\ \left(\frac{eq}{L}\right)} \quad (6-14)$$

Introduciendo las cargas iónicas calculadas con la Ecuación (6-14) y las capacidades útiles definidas en los datos de entrada se obtiene un volumen de resina catiónica de 575,90 L y un volumen de resina aniónica de 922,15 L.

El último parámetro operativo de las torres que se obtiene es la carga volumétrica (C_v), (*Plantas de intercambio iónico, 2020*).

$$C_v\ (h^{-1}) = \frac{f\ \left(\frac{m^3}{h}\right)}{V_{resina}\ (m^3)} \quad (6-15)$$

Aplicando la Ecuación (6-15) a los cationes y aniones presentes en el proceso se obtiene:

$$C_{vcat} = \frac{12,75}{1,1666} = 21,58\ h^{-1}$$

$$C_{vani} = \frac{12,75}{0,1337} = 13,47\ h^{-1}$$

El rango usual de valores de la carga volumétrica se encuentra entre 5-50 h^{-1} , por tanto, se comprueba que los valores obtenidos se encuentran dentro del rango.

Finalmente, se obtiene el volumen y las dimensiones de las columnas de intercambio catiónico y aniónico. Donde se va a considerar que la altura de la columna es igual al diámetro.

Para el cálculo del volumen de la columna se toma el volumen de la resina, calculado anteriormente, más un 20% del volumen de la resina donde se tiene en cuenta el espacio que ocupan los difusores y otros elementos que se encuentran en el interior de la columna y más un 50% del volumen de la resina donde se considera el espacio que necesitan las resinas al hincharse y el espacio necesario para el movimiento de las resinas en el contralavado.

$$V_{columna} = V_{resina} + 0,2 \cdot V_{resina} + 0,5 \cdot V_{resina} \quad (6-16)$$

Con la Ecuación (6-16) y los volúmenes de resinas calculados anteriormente se obtiene un volumen de columna de intercambio catiónico de 0,979 m^3 y un volumen de columna de intercambio aniónico de 1,567 m^3 .

Con la finalidad de obtener un proceso más económico se aplica la restricción de que la altura de la columna sea el doble del diámetro, obteniéndose:

- Altura columna de intercambio catiónico: 1,076 m
- Diámetro columna de intercambio catiónico: 1,076 m
- Altura columna de intercambio catiónico: 1,259 m
- Diámetro columna de intercambio aniónico: 1,259 m

6.5 Tanques de dosificación

Antes de definir el procedimiento de cálculo con el cual se diseñan los tanques de almacenamiento de productos químicos se recogen en la siguiente tabla las características de dichos productos necesarios en el proceso de desalación.

Tabla 6.8. Características de los productos químicos necesarios para el proceso.

Producto	ρ (kg/m ³)	Dosis (ppm)	Riqueza (%)	Días de almacenamiento
FeCl ₃	1,49	2-10	40	30
Inhibidor	1,34	1-1,5	99	60
NaOH	1,525	2,5-7,5	58	60
HCl	1,18	2,5-7,5	35	60
NaClO	1,24	0,5-5	13	60
Antincrustante	1,15	1-1,5	5,5	60

El procedimiento de cálculo con el que se van a diseñar los tanques de almacenamiento de productos químicos es el siguiente.

En primer lugar, se calcula el caudal medio o dosificación comercial necesaria para cada producto químico. En el caso de las dosis no se ha tomado el valor exacto necesario para este proyecto debido a que normalmente estos valores se obtienen mediante Ensayo Jar-Test donde a su vez los resultados del ensayo son función del pH y de la concentración de iones presentes en el agua salobre. Por lo cual, esto para realizar el diseño de los tanques se ha tomado el valor medio del rango presentado en la Tabla 6.6.

$$Q_{medio} = \frac{Q_F \cdot Dosis}{\%concentración \cdot \rho_{agua}} \quad (6-17)$$

Q_{medio}: dosificación comercial necesaria para cada producto (m³/h).

Q_F: caudal de agua salobre que circula por el proceso (m³/h).

Dosis: dosis de producto químico (ppm).

%Concentración: concentración del producto químico.

P_{agua}: densidad del agua salobre a 20°C (kg/m³).

Conocido el caudal medio y los días en los cuales los tanques contienen los productos químicos necesarios para alimentar a la planta antes de su vaciado se calcula el volumen de los tanques con la siguiente expresión.

$$V_{tanque} = Q_{medio} \cdot 24 \frac{h}{días} \cdot días \text{ de almacenamiento} \quad (6-18)$$

Con el caudal medio y la densidad del producto químico se calculan los kilogramos de producto comercial necesarios a la hora.

$$kg_{producto\ comercial} = Q_{medio} \cdot \rho \quad (6-19)$$

Finalmente se obtiene la necesidad anual de reactivos con la siguiente expresión.

$$Necesidad\ anual\ reactivo = kg_{producto\ comercial} \cdot 24 \frac{horas}{día} \cdot 330\ días \quad (6-20)$$

En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenido para cada producto químico.

Tabla 6.9. Definición tanques de almacenamiento de productos químicos.

Producto	Caudal medio (L/h)	Volumen depósito (L)	Producto (g/h)	Reactivo anual (g)	Número de tanques
FeCl ₃	0,2809	202,26	0,4185	3315,04	1
Inhibidor	0,0236	34,05	0,031	250,95	1
NaOH	0,1614	232,48	0,246	1949,95	2
HCl	0,2675	385,25	0,315	2500,32	2
NaClO	0,3961	570,47	0,491	3890,65	3
Antincrustante	0,425	612,90	0,489	3876,65	1

6.6 Tanques de almacenamiento de agua salobre

En este apartado se obtendrán las dimensiones, altura y diámetro, de los dos tanques de almacenamiento de agua que se presentan en el diagrama de flujo (Figura 3.2.). Los datos de entrada necesarios para el dimensionamiento de los tanques son el caudal de entrada al tanque, el tiempo de almacenamiento y el tanto por ciento de llenado. Tanto en el diseño del tanque intermedio como del tanque de almacenamiento de agua producto se va a considerar que se encuentran llenos al 80%.

Se comienza presentando el proceso operativo con el cual se calculan las dimensiones del tanque y posteriormente se presentarán los resultados obtenidos en tablas.

En primer lugar, se calcula el volumen del tanque con la siguiente expresión.

$$V^*_{tanque} = Q_F \cdot 24 \frac{horas}{día} \cdot días \text{ almacenamiento} \quad (6-21)$$

V^*_{tanque} : volumen del tanque antes de aplicarle el porcentaje de llenado (m³).

Q_F : caudal de entrada al tanque (m³/h).

Días de almacenamiento: días que se encuentra almacenado el fluido en el interior del tanque.

Es importante destacar que el volumen del tanque de almacenamiento intermedio se calculará utilizando solo el 15% del caudal de entrada al módulo de electrodiálisis.

Al volumen del tanque obtenido en la Ecuación (48) se le aplica el tanto por ciento de llenado definido anteriormente, obteniendo así el volumen definitivo del tanque de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento que se van a diseñar en este apartado son tanques de almacenamiento de líquidos, por ello, la relación entre las diferentes variables que son necesarias para su diseño se muestra en la siguiente figura:

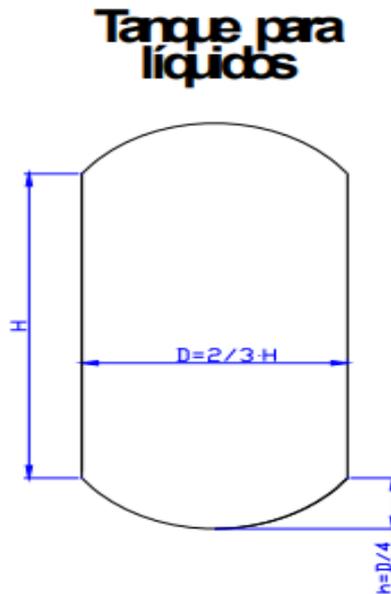


Figura 6.6. Relación entre las variables necesarias para el diseño del tanque.

Aplicando las dimensiones presentadas en la Figura 6.6. el volumen del tanque se define como, (ugr, 2020):

$$V_{\text{tanque}} = V_{\text{cono}} + 2 \cdot V_{\text{cabeza}} \quad (6-22)$$

Donde:

$$V_{\text{cono}} = \frac{1}{3} \cdot \Pi \cdot R^2 \cdot H \quad (6-23)$$

$$V_{\text{cabeza}} = \frac{\Pi \cdot D^2 \cdot h}{6} \quad (6-24)$$

Si se introducen las Ecuaciones (6-23) y (6-24) en la (6-22) y respetando las relaciones presentadas en la figura anterior, se obtiene la ecuación del volumen del tanque, la cual sólo depende del diámetro como se muestra a continuación

$$V_{\text{tanque}} = \frac{\Pi \cdot D^3}{8} + \frac{\Pi \cdot D^3}{12} \quad (6-25)$$

Con el volumen del tanque calculado con la Ecuación (6-25) y aplicando la ecuación anterior se consigue el valor del diámetro del tanque. Una vez conocido el diámetro con las relaciones de la Figura 6.6. se calculan el resto de las variables.

Finalmente se obtiene el valor de la altura final del tanque con la siguiente expresión.

$$Ht = H + 2 \cdot h_{cab} \quad (6-26)$$

En la siguiente tabla se recogen los resultados obtenidos para el tanque de almacenamiento intermedio y para el tanque de agua producto.

Tabla 6.10. Resultados obtenidos dimensionamiento de los tanques.

	Tanque intermedio	Tanque de agua producto
Volumen* (m ³)	69,10	596,64
Volumen (m ³)	124,39	1073,95
Diámetro (m)	5,748	11,79
Altura (H) (m)	8,62	17,68
Altura (h) (m)	1,437	2,94
Altura final (m)	10,05	20,63

7 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA DESALACIÓN

7.1 Estimación del inmovilizado

7.1.1 Regla de Williams “Maquinaria y aparato del inmovilizado”

Para estimar el valor de la maquinaria y aparato del inmovilizado se utilizará el procedimiento basado en la Regla de Williams, que se aplica para el cálculo de “Maquinarias y aparatos del inmovilizado”. Para poder llevar a cabo este método se necesita conocer el precio de una maquinaria igual o semejante y realizar la comparación basándose en el parámetro funcional que define a la máquina. Refiriéndose con parámetro funcional a, por ejemplo, en una torre el diámetro de la misma.

La fórmula que define la Regla de Williams es:

$$p_1 = p_2 * \left(\frac{c_1}{c_2}\right)^b \quad (7-1)$$

p₁: precio estimado que se quiere conocer (€).

p₂: precio máquina de referencia (€).

c₁: parámetro funcional máquina a estimar.

c₂: parámetro funcional máquina de referencia.

b: exponente regla de Williams.

En la siguiente tabla se muestran los exponentes de la Regla de Williams que han sido elegidos para realizar la estimación del inmovilizado de la planta de desalación.

Tabla 7.1. Exponentes regla de Williams.

	Exponente (b)
Depósitos cilíndricos pequeños	0,4
Depósitos cilíndricos grandes	0,66
Filtros	0,62
Torres	0,84

A la hora de realizar el cálculo del precio de los equipos el exponente de la Regla de Williams referido a depósitos cilíndricos pequeños se aplica a todos los tanques de productos químicos y al tanque de agua intermedio y el exponente referido a los depósitos cilíndricos grandes se utiliza en el caso del depósito de agua producto.

El exponente el cual se aplica en el cálculo del precio de los filtros se utilizará cuando se calcula el precio utilizando como parámetro de referencia el área de filtración cómo se realizará en el caso del módulo de electrodiálisis, la ultrafiltración y el filtro de cartucho. Para el resto de los filtros se aplicará un exponente general que será igual a 0,6, ya que o no cumplen el parámetro de referencia necesario para utilizar el exponente o no poseen un exponente específico.

Para poder calcular el precio de los equipos de la planta de desalación, primero hay que conocer el precio de equipos semejantes, los cuales se obtienen de fabricantes y se encuentran recogidos en la siguiente tabla.

Tabla 7.2. Precio de maquinaria semejante y su parámetro funcional.

Equipo	Precio (€)	Parámetro funcional
Tanques de prod. químicos	849	Volumen (L)
Tanque HCl	425	Volumen (L)
Tanque de agua	1086,6	Volumen (L)
Reja	4448	Caudal (m ³ /h)
Filtro de cadena	8999	Caudal (m ³ /h)
Filtro de cartucho	2544	Área (m ²)
Ultrafiltración	9550	Área (m ²)
Columna CA	8486,55	Diámetro (m)
Electrodiálisis	22000	Área (m ²)
Torre aniónico	2544	Diámetro (m)
Torre catiónico	2544	Diámetro (m)

Con los exponentes de la regla de Williams de la Tabla 7.1, el precio de los equipos presentado en la tabla anterior y aplicando la Ecuación (7-1), se obtiene el coste de los equipos de la planta de desalación. El resultado de aplicar la regla de Williams a cada maquinaria de la planta se presenta en la siguiente Tabla:

Tabla 7.3. Precio de los equipos de la planta de desalación.

Equipo	Precio (€)
Tanque FeCl ₃	448,29
Tanque inhibidor	219,66
Tanque NaOH	473,65
Tanque HCl	728,93
Tanque NaClO	678,26
Tanque antiincrustante	698,01
Tanque agua intermedio	446,38
Tanque agua producto	1038,62
Reja	2012,29
Filtro cadena	2743,54
Filtro cartucho	3855,98
Ultrafiltración	10465,40
Torre CA	10083,04
Electrodialisis	63703,22
Torre aniónico	3723,42
Torre catiónica	3263,20

Para facilitar la nomenclatura en apartados posteriores a la partida calculada a partir de la Regla de Williams se le va a denominar X. Por tanto, la suma de los costes del inmovilizado basado en la Regla de Williams es igual al sumatorio de los costes de todos los equipos, $X = 107141,079$ €. Cuando se suman los costes de los equipos para calcular el coste del inmovilizado hay que tener en cuenta que en el proceso existen equipos de los cuales hay más de una unidad como los tanques de almacenamiento de NaOH, HCl y NaClO.

7.1.2 Método de los porcentajes “Maquinaria y aparatos del inmovilizado”

En una planta química existe más material físico a parte de los equipos calculados en el apartado anterior. Dicho material físico se calcula a partir del Método de los porcentajes, el cual se basa en el resultado final obtenido en la partida de Maquinaria y aparatos del inmovilizado calculado mediante la Regla de Williams, denominado anteriormente como X.

Los diferentes elementos que se calculan en esta partida son, (Vian Ortuño, 1991):

- Instalación de maquinaria y aparatos: comprende el transporte a pie de obra de los equipos, la mano de obra e instalación necesaria aparte de todo el gasto en materiales, soportes estructuras... Se estima mediante un valor promedio: $0,4 \cdot X$.
- Tuberías: comprende el coste de las tuberías, sus accesorios y la instalación de estos. El valor de este elemento varía según si la planta es de sólidos o de fluidos, pero el valor que suele tomar es iguala a $0,1 \cdot X$.
- Instrumentación: comprende los costes de adquisición e instalación de todos los aparatos de medida, indicadores, reguladores, controladores... Su coste varía según el grado de automatización de la planta, pero su valor más usual es: $0,15 \cdot X$.
- Aislamientos: comprende el precio de los materiales utilizados para el aislamiento de tuberías o equipos como yeso, corcho... y la mano de obra necesaria para su instalación. Toma un valor de $0,07 \cdot X$.
- Instalación eléctrica: tiene en cuenta motores, arrancadores, conductores y subestaciones de transformación. Su valor habitual es $0,15 \cdot X$.

- Edificios y solares: el precio del terreno es muy variables según el tipo que sea y su localización. Además, su coste varía según si hay que realizar algún tipo de trabajo para su accesibilidad o acondicionamiento. Estos dos factores se tienen en cuenta en esta partida, en la que también se incluye el valor de la edificación, la cual es variable debido al tipo de fabricación, tipo de planta y condiciones climáticas de la zona. Todos estos factores se estiman como $0,35 \cdot X$.
- Servicios auxiliares: comprende todos los servicios auxiliares necesarios para el funcionamiento correcto de la planta cómo agua, vapor, productos químicos... Esto se contabiliza cómo $0,35 \cdot X$.

En la siguiente Tabla se recogen todos los elementos presentados, las cuales permiten el cálculo del capital físico restante.

Tabla 7.4. Resumen coste capital físico restante (Y)

Concepto	Estimación	Valor (€)
Maquinaria y aparatos	$0,4 \cdot X$	42856,43
Tuberías	$0,1 \cdot X$	10714,10
Instrumentación	$0,15 \cdot X$	16071,16
Aislamientos	$0,07 \cdot X$	7499,87
Instalación eléctrica	$0,15 \cdot X$	16071,16
Edificios y solares	$0,35 \cdot X$	37499,37
Servicios auxiliares	$0,35 \cdot X$	37499,37

La suma de todos los elementos expuestos en al Tabla 7.4 da lugar al coste de esta partida, la cual se denomina Y y es igual a 168211,494 €.

7.1.3 Método de los porcentajes “Proyecto y Dirección de Obra”

En este apartado se aplica también el Método de los porcentajes, por consiguiente, se aplica el mismo procedimiento que en el apartado anterior, pero esta vez los cálculos se basan en Y.

Los diferentes elementos que se calculan en esta partida son, (*Vian Ortuño, 1991*):

- Proyección y dirección de Obra: se estima cuánto costará la proyección y dirección de Obra y se obtiene como $0,2 \cdot Y$. Basándose en este elemento se calculan el resto dentro de esta partida.
- Contratista: Depende del tamaño, localización y complejidad de la planta, pero se estima $0,04 \cdot$ Proyección y dirección de Obra.
- Imprevistos: Con este elemento se tiene en cuenta la posibilidad que existan errores, subidas de precio, atrasos en las entregas, riesgos en la puesta en marcha... Este valor oscila entre 0,1 y 0,3 veces el valor de la Proyección y dirección de Obra que a su vez depende de factores cómo el grado de estudio que se haya hecho en el laboratorio y posteriormente en la planta piloto, de la novedad del proceso... Por tanto, un valor habitual que se suele tomar para realizar este cálculo es 0,15 veces el valor de la Proyección y dirección de Obra.

En la siguiente Tabla se resumen los costes de cada elemento mencionado

Tabla 7.5. Cálculo Proyección y dirección de Obra (Z).

Concepto	Estimación	Valor (€)
Proyección y dirección Obra	0,2·Y	33642,29
Contratistas	0,04· (Proyección y dirección de Obra)	1345,69
Imprevistos	0,15· (Proyección y dirección de Obra)	5046,34

El sumatorio de todas las partidas es igual a Z=40034,33 €.

Una vez finalizado el cálculo del Método de los porcentajes, se han obtenido todos los valores para poder conocer la estimación del inmovilizado.

$$\text{Estimación del inmovilizado} = X + Y + Z \quad (7-2)$$

Introduciendo los resultados obtenidos en la Ecuación (7-2), se obtiene un valor de la estimación del inmovilizado de 315386,90 €.

7.2 Estimación del coste de puesta en marcha

Normalmente los costes de puesta en marcha se estiman basándose en el coste del inmovilizado de la planta. Para obtener el precio de puesta en marcha se multiplica la estimación del inmovilizado por un porcentaje suele oscilar entre 15% y el 26%. Pero el valor normalmente empleado es del 22% lo que supone que el coste de puesta en marcha de la planta de desalación mediante electrodiálisis es de 69385,12 €, (*Vian Ortuño, 1991*).

7.3 Estimación del capital circulante

El capital circulante se va a obtener con base en la estimación del inmovilizado y la estimación del coste de puesta en marcha. Es la forma más fácil y rápida para realizar la estimación, pero es importante destacar que no es la más precisa. Los porcentajes para realizar la estimación oscilan entre el 10%-30%, en este caso para realizar el cálculo se tomará el valor medio del porcentaje. La fórmula que se aplica en el cálculo del capital circulante es:

$$\text{Estimación capital circulante} = 0,2 \cdot (\text{coste inmovilizado} + \text{coste puesta en marcha}) \quad (7-3)$$

A modo de resumen de todo lo calculado anteriormente se presenta la siguiente tabla:

Tabla 7.6. Resumen de los costes necesarios para realizar la inversión.

Concepto	Coste (€)
Maquinaria y aparatos del inmovilizado (X)	107141,079
Resto de capital físico (Y)	168211,494
Otros (Z)	40034,33
Puesta en marcha	69385,12
Capital circulante	76954,40

El cálculo de la inversión se realiza a partir de los costes expuestos en la tabla anterior, donde la inversión es una operación financiera que consiste en una serie de desembolsos que se estiman que van a generar una corriente futura de ingresos. La inversión se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$Inversión = X + Y + Z + puesta\ en\ marcha + capital\ circulante \quad (7-4)$$

En este proyecto la inversión realizada será de 461726,43 €. La inversión da el valor final necesario para pedir el préstamo y obtener la financiación.

7.4 Estimación de los costes anuales e ingresos

Los bienes, prestaciones y servicios que consume una empresa para poder realizar su actividad productiva son los costes. Para evitar que los costes anuales se puedan ver afectados por distintas valoraciones de los bienes, prestaciones y servicios según la circunstancia se darán en forma de coste unitario, es decir, por metro cúbico de producto final.

Según un estudio del grupo de análisis económico del Ministerio del Medio Ambiente (GAE) realizado entre 2006-2008 los costes medios a plena capacidad operativa de las plantas desaladoras estaban entre 0,5-0,6 €/m³.

Dentro de los costes totales de la planta son de gran importancia los costes fijos, pues si las plantas no se utilizan a plena capacidad los costes medios aumentarán por el peso que tienen los costes fijos sobre ellos, (Josefina Maestu, 2020).

La distribución de los costes en euro por metro cúbico de una planta desaladora es la siguiente:

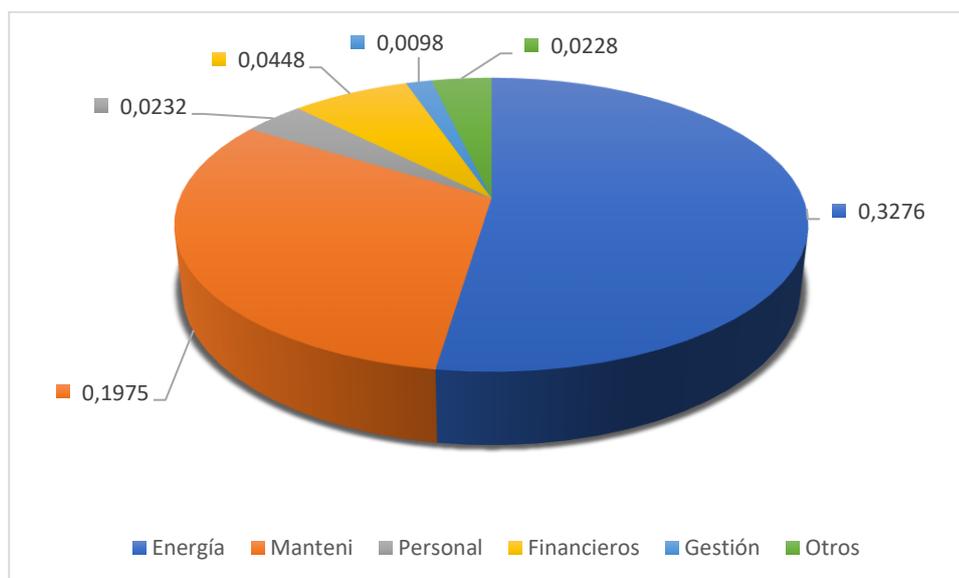


Figura 7.1. Distribución de los costes de una desaladora.

Si se recogen los datos presentados en la figura anterior en una tabla y se suman los costes se obtiene el coste medio anual (€/m³).

Tabla 7.7. Distribución de los costes anuales.

Distribución	Coste (€/m³)
Energía	0,3276
Mantenimiento	0,1975
Personal	0,0232
Financiero	0,0448
Gestión	0,0098
Otros	0,0228
Coste medio	0,6257

Suponiendo que la producción de la planta se mantiene constante durante su vida útil, el cálculo del coste anual de desalinización sería:

$$Coste\ anual\ \left(\frac{\text{€}}{\text{año}}\right) = Q_{prod}\left(\frac{m^3}{\text{dia}}\right) \cdot \frac{\text{dia}}{\text{año}} \cdot Coste\ medio\ \left(\frac{\text{€}}{m^3}\right) \quad (7-5)$$

Para la planta de desalación con electrodiálisis se obtienen unos costes anuales de 63183,186 €/año, donde se ha fijado que la planta opera 330 días/año.

Los ingresos de este proyecto provienen de la venta del agua desalada, los precios de venta habituales se encuentran entre 0,42-1,27 €/m³. Los precios unitarios más bajos de venta de agua desalada se encuentran en regiones como Oriente Medio donde la electricidad es más barata. Sin embargo, el precio unitario mayor se encuentra en regiones con precios elevados, como sería Australia, donde se les exige a veces que la electricidad provenga de energías renovable, (Carlos Cosin, 2020).

Para la obtención del ingreso anual se utiliza la siguiente expresión.

$$\text{Ingreso anual } \left(\frac{\text{€}}{\text{año}}\right) = Q_{\text{prod}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{dia}}\right) \cdot \frac{\text{dia}}{\text{año}} \cdot \text{Coste venta } \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3}\right) \quad (7-6)$$

7.5 Estimación de la amortización de la maquinaria

La mayor parte de los activos fijos de una planta como el mobiliario, equipos, propiedades y resto de bienes materiales permanecen en la planta durante más de un año, pero pueden utilizarse durante un tiempo determinado, aunque con el paso del tiempo se van deteriorando. También puede suceder que se queden obsoletos o que baje su precio en el mercado. Por tanto, todas situaciones rebajan el activo de una empresa y su beneficio, por ello esto debe ser reflejado en su contabilidad y en el balance anual.

El proceso por el cual se tiene en cuenta el deterioro de los bienes de una empresa es la amortización. En este caso el método elegido para realizar la amortización es lineal en el cual todos los años se amortiza lo mismo. Este método consiste en dividir la cantidad a amortizar por el número de años que se debe amortizar dicho equipo.

Según el Plan General Contable el número de años que deben ser amortizados los equipos de la planta de desalación es de 18 años.

Para el cálculo de la amortización anual de planta se sumará el precio de los equipos (X) y se dividirá entre el número de años fijados.

$$\text{Amortización } \left(\frac{\text{€}}{\text{año}}\right) = \frac{X (\text{€})}{18 \text{ años}} \quad (7-7)$$

Aplicando la Ecuación (7-7) se obtiene una amortización anual de 5952,28 €/año.

7.6 Tipo de préstamos para acometer la inversión

Para poder llevar a cabo la inversión es necesario buscar un medio de financiación. Existen dos formas financiación: financiación propia o financiación ajena mediante préstamos, créditos, proveedores o descuentos de letras.

En este proyecto la forma de financiarse va a ser mediante un préstamo cuya cuantía sería equivalente al coste de inversión de la planta. La entidad financiera exige un interés por el importe del capital prestado, que será el necesario para acometer el proyecto. De ahí que anualmente habrá que pagar la cuota correspondiente a la amortización del préstamo más los intereses devengados.

Entre los sistemas de amortización de los préstamos se encuentran el francés, el americano y el simple. En este caso se utilizará el sistema de préstamos que usan la mayoría de los bancos y entidades financieras que es el sistema de amortización francés. Este tipo de sistema de amortización se caracteriza porque:

- La anualidad del préstamo, término amortizativo permanece constante durante todo el préstamo.
- Se pagan intereses diferentes durante el préstamo, al principio del préstamo los intereses que se pagan son mayores que al final de este.
- Al principio del préstamo la cantidad estimada a la amortización es pequeña, esto es debido a que si se quiere anular el préstamo al principio al cliente le queda todavía mucho por pagar.

La fórmula que representa al sistema francés es la siguiente:

$$A = C_0 \cdot \frac{i \cdot (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} \quad (7-8)$$

A: anualidad, cantidad del préstamo a devolver en un año.

C₀: cantidad prestada.

n: número de años en los que se devolverá el préstamo.

i: tipo de interés.

El tipo de interés que se ha tomado es del 3% al haber elegido un modelo Project Finance, donde el tipo de interés no es alto, pues la garantía es la planta en sí y tiene un periodo de carencia para la devolución hasta que se termine la construcción y se comience a vender el agua desalada. Este tipo de préstamo es para la construcción y mantenimiento de la planta y se estima que se devolverá mediante los flujos de caja.

Para este proyecto se ha fijado que el número de años para devolver el préstamo sea de 18 años, los cuales coinciden con el tiempo de amortización de la maquinaria. Por tanto, introduciendo en la Ecuación (7-8) el interés, el número de años de devolución del préstamo y la cantidad prestada, la cual se toma como el coste de inversión necesario para acometer el proyecto, se obtiene una anualidad de 33571,52 €.

7.7 Cuenta de resultado

La cuenta de resultado se compone de:

- Ingresos: Los mencionados anteriormente procedentes de la venta del agua desalada.
- Gastos: Costes anuales asociados a la operación normal y mantenimiento de la planta.
- Beneficio antes de intereses, impuestos y amortizaciones (BAIIA): Es el beneficio que se obtiene al restarle a los ingresos anuales de la planta los gastos anuales de la misma, sin tener en cuenta ni la amortización del inmovilizado, ni los impuestos a pagar al Estado, ni la anualidad del préstamo a pagar a la entidad financiera.
- Amortizaciones: Se contabiliza la devaluación de los equipos de la planta.
- Beneficios antes de intereses e impuestos (BAII): Se calcula restándole al BAIIA las amortizaciones.
- Anualidad del préstamo: Representa la cuota anual que hay que pagarle a la entidad financiera por haber prestado los medios para acometer la inversión.
- BAI: Se calcula restándole al BAII la anualidad del préstamo.
- Impuesto: Es el impuesto de sociedades que tiene que pagar todas las empresas, el cual toma un valor del 30% en España.
- Beneficio neto (BN): Es la resta del beneficio antes de impuestos menos los impuestos.
- Flujos de caja: Para obtener los flujos de caja se le suma al beneficio neto las amortizaciones.

En la siguiente tabla se muestra el procedimiento de cálculo de la cuenta de resultados, con la que se obtienen los flujos de caja que servirán posteriormente para el cálculo del VAN.

Tabla 7.8. Cuenta de Resultado.

AÑO	
Ingresos	
Gastos	
BAIIA	Ingresos- Gastos
Amortizaciones	
BAIL	BAIIA- Amortizaciones
Anualidad del préstamo	
BAI	BAIL- Anualidad
Impuestos (30%)	0,3· BAI
BN	BAI-0,3· BAI
CF	BN- Amortizaciones

7.8 Rentabilidad de la inversión

Para medir la rentabilidad de un proyecto se utilizan principalmente dos parámetros: el Valor Actual Neto (VAN).

7.8.1 VAN

El valor actual neto es la diferencia entre el desembolso inicial y los flujos de caja actualizados en el momento de hacer la inversión. Es un método dinámico, es decir tiene en cuenta el valor cronológico del dinero, que depende de los flujos de tesorería previstos y la tasa de descuento.

El cálculo del VAN se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$VAN = -A + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1 + k + p)^i} \quad (7-9)$$

A: desembolso inicial de la inversión.

CF_i: flujo de caja en el periodo *i*.

k: tasa de actualización

p: prima de riesgo

n: número de periodos considerados.

En los proyectos que pueden presentar un riesgo para la inversión se le suma a la tasa de descuento la prima de riesgo. En la actualidad la tasa de descuento suele encontrarse en torno al 3% y una prima de riesgo que se suele tomar en situaciones en las cuales no se puede predecir los cambios que puede tener la demanda del producto o el riesgo de la inversión del 2%.

Cómo se ha indicado anteriormente el VAN indica si una inversión es rentable o no, por tanto, si es mayor que cero la inversión será rentable, si es menor que cero no lo será y si es igual a cero ni se pierde ni se gana.

En este proyecto si se calcula el VAN para un precio de venta medio del agua desalada se obtiene que la inversión no es rentable, es decir, con los flujos de caja del proyecto no se recupera la inversión inicial. Por consiguiente, se ha realizada un análisis de la variación del VAN con el precio de venta del agua desalada. Con la finalidad de buscar el precio con el cual se obtiene el punto muerto, es decir, el precio con el que se recupera la inversión con los flujos de caja, pero no se obtienen unas ganancias extras anuales.

El análisis de VAN con él que se quiere conocer el precio de venta de agua desalada con el que ni se gana ni se pierde y a partir del cual la inversión comienza a ser rentable se muestra en la siguiente tabla y gráfica.

Tabla 7.9. Variación del VAN con el precio de venta.

Precio venta (€/m ³)	VAN
0,5	-467494,21
1	-435437,07
2	-371322,79
3	-307208,49
4	-243094,21
5	-178979,92
6	-114865,64
7	-50751,3568
8	13362,92
9	77477,21

Representando los datos recogidos en la tabla anterior se obtiene la siguiente figura:

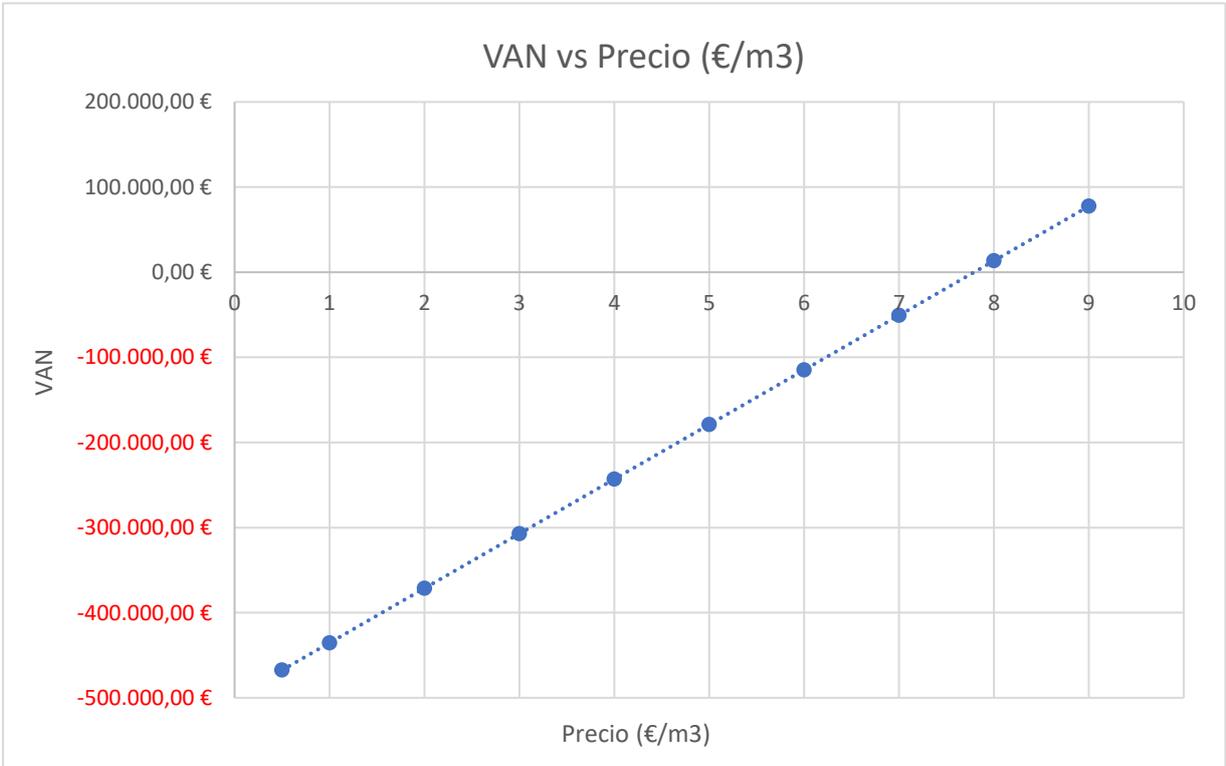


Figura 7.2. Representación de la variación del VAN con el precio de venta

Donde corta la gráfica con el eje de abscisa se obtiene un precio de venta de agua desalada de 7,7915 €/m³ para la aplicación industrial sobre la que se ha particularizado el diseño de la planta, lo cual si se compara con el precio del agua de una desalación normal con caudales mayores puede parecer elevado. Pero para ver si con este tratamiento vía electrodiálisis se consigue un precio menor, habría que estudiar la variación del precio de los equipos y de inversión de la planta con el incremento del caudal. Lo que queda fuera del alcance de este proyecto.

8 RESUMEN Y CONCLUSIONES

En este proyecto se ha realizado la integración del módulo de electrodiálisis con operaciones de separación con membranas cuya fuerza impulsora es la variación de presión como serían la ultrafiltración y el filtro de cartucho, así como con unidades de adsorción como las columnas de carbón activo y de intercambio iónico. De esta forma, se consigue el tratamiento del agua salobre con diferentes unidades de pretratamiento y postratamiento, para obtener un proceso que se ajuste fácilmente a la calidad del agua de alimentación que se va a tratar.

La unidad de electrodiálisis está formada por membranas monopolares estándares de intercambio iónico compuesta por pares de celdas en paralelo que configuran la pila de electrodiálisis. Cada par de celda se compone por una membrana de intercambio catiónico con su espaciador donde fluye un producto desmineralizado y una membrana de intercambio aniónico con su espaciador en la que se encuentra el producto concentrado. En la configuración de las celdas concentradas y diluidas se estableció que tuvieran geometrías y condiciones de flujo idénticas y que las diferentes corrientes fluyeran a través de las membranas en isocorriente.

Los mecanismos de transporte de agua durante la electrodiálisis son la ósmosis y la electro-ósmosis. La ósmosis describe el transporte de agua causado por la concentración de disolvente por la diferencia de concentrar y diluir y, por su parte, la electro-ósmosis es el transporte de agua debido a la migración iónica. El transporte de agua suele ser de alrededor del 1% del volumen total de producción. De ahí que, en este proyecto no se han tenido en cuenta los efectos debidos al transporte de agua.

De los diferentes parámetros de diseño del módulo de electrodiálisis la densidad de corriente es uno de los más significativos, ya que es función de las constantes a y b , de la concentración y de las propiedades de las membranas. Otro motivo por el cual es uno de los parámetros más significativos es porque la densidad de corriente no puede exceder la densidad de corriente límite, por ello, el módulo de electrodiálisis se diseña con este último parámetro.

A parte de la densidad de corriente otro parámetro de diseño importante es la caída de potencial total que se compone de la suma de la caída de potencial en el par de celdas, la caída de potencial en el compartimento de enjuague de los electrodos y la caída de potencial en los electrodos. Como la pila de electrodiálisis se forma de varios miles de pares de celdas, la caída de potencial en el compartimento de enjuague y la caída de potencial en los electrodos representan un 5% del total de esta caída. Por consiguiente, a lo hará del diseño no se han tenido en cuenta. Por otro lado, la caída de potencial por unidad de par de celda está compuesta por la caída de potencial en la resistencia óhmica de la membrana y el potencial de concentración debido a líquidos de concentraciones diferentes. Por ello, la caída de potencial en la pila puede ser expresada en una primera instancia por la resistencia óhmica de la pila. Sin embargo, cuando existe una diferencia de concentraciones en las soluciones el potencial de concentración debe ser considerado en el cálculo de la caída del voltaje total a través del par de celdas.

Mediante el análisis de sensibilidad se puede concluir que la variable de entrada que más efecto tiene sobre los parámetros de diseño es la velocidad lineal de flujo, ya que un aumento de esta variable provocará variaciones más significativas en los parámetros de diseño, desviándolos en muchos casos de los valores habituales de diseño de los módulos de electrodiálisis. Esto es debido a que la velocidad lineal de flujo afecta en primera instancia al cálculo de las densidades de corriente sobre las cuales se basan el resto de los procedimientos de obtención de los diferentes parámetros que definen el módulo de electrodiálisis.

El diseño de los demás módulos del proceso de desalación se realiza para obtener las dimensiones o parámetros más representativos de dichos equipos y así basándose en los resultados obtenidos en el diseño poder realizar el análisis económico. Donde es importante destacar que la elección del exponente b de la Regla de Williams puede variar el precio de los equipos de la planta, por ello, para el cálculo de los del inmovilizado se han tomado los parámetros funcionales que exige cada exponente y en el caso de no tener constancia del parámetro funcional se ha utilizado un exponente genérico. De los precios de los equipos obtenidos el que tiene más peso en el coste del inmovilizado de la planta es el módulo de electrodiálisis, esto es así porque es la operación más importante del proceso.

Finalmente se obtiene el precio de venta del agua desalada el cual puede presentar un precio no tan competitivo en comparación con otras operaciones de separación con membranas como sería la ósmosis inversa, ultrafiltración y microfiltración. Esto puede ser consecuencia del alto coste de los electrodos y membranas de intercambio iónico y también a que si se trabaja con un campo eléctrico de alta densidad la vida útil de las membranas disminuye significativamente. En el valor del precio obtenido también influye los costes de anuales de operación de los cuales la gran parte es el consumo energético de la planta. En el caso de las plantas de electrodiálisis los consumos energéticos son mayores a causa de la diferencia de potencial que hay que aplicarles a los electrodos para poder llevar a cabo el proceso de desalación.

9 BIBLIOGRAFÍA

Advantages and disadvantages of membrane separation [Consulta: 16 Agosto 2020]. Disponible en: <https://www.coursehero.com/file/p2koe0p/4-ADVANTAGES-AND-DISADVANTAGES-OF-MEMBRANE-SEPARATION-The-advantages-of/>

Cifras de desalación en España, AEDyR [Consulta: 24 Agosto de 2020]. Disponible en: <https://aedyr.com/cifras-desalacion-espana/>

¿Cómo está distribuida el agua en el planeta?, Abengoa. [Consulta: 25 Septiembre 2020]. Disponible en: <http://www.laenergiadelcambio.com/como-esta-distribuida-el-agua-del-planeta/>

COSÍN C. La evolución de las tarifas de desalación. Iagua. Disponible en: <https://www.iagua.es/blogs/carlos-cosin/evolucion-tarifas-desalacion-parte-i#:~:text=En%20la%20actualidad%2C%20el%20rango,5%20US%24%2Fm3.>

Dupont, 2019 [Consulta: 5 Octubre 2020]. Disponible en: <https://www.dupont.com/products/integracap51skid.html>

E. BRAUNS A., W. DE WILDE B., B. VAN DEN BOSCH C., P. LENS A., L. PINOY B, M. EMPSTEN. On the experimental verification of an electrodialysis simulation model for optimal stack configuration design through solver software. En: *Desalination*. 2009, Volume 249, Issue 3, December 2009, Page 1030-1038. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916409009576>

ECOAGUA. Desalación mediante compresión de vapor. Edición 01, 18/04/09. Disponible en: https://ecoagua.com/wp-content/uploads/2016/12/Art_tecnico_ecoagua_7.pdf

ECOAGUA. Desalación mediante evaporación instantánea multietapa (MSF). Edición 01, 18/04/09. Disponible en: https://ecoagua.com/wp-content/uploads/2016/12/Art_tecnico_ecoagua_4.pdf

ECOAGUA. Desalación mediante evaporación multiefecto en tubos horizontales (HTME). Edición 01,18/04/09. Disponible en: https://ecoagua.com/wp-content/uploads/2016/12/Art_tecnico_ecoagua_5.pdf

FERNANDEZ R. Pretratamiento/Aguas. Lugar: EOI Escuela de Organización Industrial, 2015/2016. Disponible en: <https://www.eoi.es/es/savia/publicaciones/25424/pretratamientos-aguas>

FRASER, S. *Ionic migration*. 2017 *Fluytec*. [Consulta: 10 Septiembre 2020]. Disponible en: http://www.fluytec.com/pdf/FLUYTEC_FILTROS_ES.pdf

G. POURCELLY. Electrodialysis with bipolar membranas: Principles, Optimization, and Applications. En: *Russian Journal of Electrochemistry* volume 38, pages 919–926(2002). Disponible en: <https://link.springer.com/article/10.1023/A:1016882216287>

GARCÍA I. SANZ J. Electrodesionización en Continuo (CEDI) para aplicaciones industriales: calderas de alta presión. Energiza, Mayo, 2011. Disponible en: http://www.veoliawatertechnologies.es/vwst-iberica/ressources/documents/1/17802,Energiza_mayo_2011-2.pdf

GE Ultra filtration [imagen]. En: LENTECH

Grupo de investigación, Tecnología de membranas y procesos hídricos, Universidad de Oviedo. [Consulta en: 14 Agosto 2020]. Disponible en: <https://iqtma.uniovi.es/investigacion/membranas>

H. STRATHMANN. Assessment of Electrodialysis Water Desalination Process Costs. Institute of Chemical Engineering, University of Stuttgart, Germany. Disponible en: https://www.researchgate.net/profile/Heiner_Strathmann/publication/267765712_Assessment_of_Electrodialysis_Water_Desalination_Process_Costs/links/54b796b40cf24eb34f6ebbc6.pdf

HONG-JOO LEE A, F. SARFERT B, H. STRATHMANN B, SEUNG-HYEON MOON A. Designing of an electro dialysis desalination plant. En: *Desalination*, 2002, Volume 142, Issue 3, 1 March 2002, Pages 267-286. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916402002084>

INDITEX. Adsorción en carbón activo. Agosto 2014. Disponible en: <https://www.wateractionplan.com/documents/177327/558161/Adsorci%C3%B3n+en+carb%C3%B3n+activo.pdf/29bfa658-fbd1-c98b-1606-8eb1252fc1b9>

Ion migration, Lower, Chemistry. [Consulta: 14 de Agosto 2020]. Disponible en: [https://chem.libretexts.org/Bookshelves/General_Chemistry/Book%3A_Chem1_\(Lower\)/08%3A_Solutions/8.10%3A_Ions_and_Electrolytes/8.10.9D%3A_8.10.9D%3A_Ionic_migration](https://chem.libretexts.org/Bookshelves/General_Chemistry/Book%3A_Chem1_(Lower)/08%3A_Solutions/8.10%3A_Ions_and_Electrolytes/8.10.9D%3A_8.10.9D%3A_Ionic_migration)

Los costes de la desalación ¿Ahorramos no produciendo?, Josefina Maestu [Consulta: 9 Septiembre 2020]. Disponible en: <https://www.iagua.es/blogs/josefina-maestu/costes-desalacion-ahorramos-no-produciendo>

MINISTERIO DE SANIDAD Y POLÍTICA SOCIAL. Guia desalación, 2009. Disponible en: https://www.mscbs.gob.es/profesionales/saludPublica/docs/Guia_desalacion.pdf

NOBEL RICHARD D. STERN ALEXANDRE S. *Membrane Separation Technollogy Volume 2*. 1995.

OLLERO DE CASTRO P. *Fundamentos de las operaciones de separación de la transferencia de masa*. Sevilla: Universidad de Sevilla, 2020, 9788447229222. Diponible en: <https://dialnet.unirioja.es/servlet/libro?codigo=744398>

PANAGIOTIS TSIKAKIS A, LAZAROS G. PAPAGEORGIU B. Optimal design of an electro dialysis brackish water desalination plant. En: *Desalination*, Volume 173, Issue 2, March 2005, Page 173-186. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916404007076>

Plantas de intercambio iónico. [Consulta: 10 Septiembre 2020]. Disponible en: http://dardel.info/IX/processes/design_principles_ES.html

Plantas desaladoras en España, *Aquae fundación*, [Consulta: 24 Agosto 2020]. Disponible en: <https://www.fundacionaquae.org/plantas-desaladoras-en-espana/>

¿Qué es la ósmosis inversa?, *Carbotecnia* [Consulta: 14 Agosto, 2020] Disponible en: <https://www.carbotecnia.info/aprendizaje/osmosis-inversa-y-membranas/que-es-la-osmosis-inversa/>

Rejas de desbaste, *Resmat*. [Consulta en: 25 Septiembre 2020]. Disponible en: http://www.resmat.net/rejas_de_desbaste.asp

SMAKHTIN V. REVENGA C. DÖLL P. Taking into Account Environmental Water Requirements in Global-scale Water Resources Assessments. En: *Comprehensive Assessment Research Report 2*, 2004. Disponible en: https://www.protos.org/sites/default/files/library_assets/W_MIL_E37_taking_account.pdf

Tesis Doctoral: *Caracterización estructural y superficial de membranas microporosas*. Autor: Palacio Martínez, Laura. Fecha: Octubre, 1998. Disponible en: <file:///C:/Users/inesg/Downloads/caracterizacion-estructural-y-superficial-de-membranas-microporosas--0.pdf>

Tesis Doctoral: *Problemática y soluciones para la gestión y tratamiento de salmueras procedentes de desaladoras*. Autor: Zarzo Martínez, Domingo. Septiembre, 2017. Disponible en: <http://rua.ua.es/dspace/handle/10045/72548>

TONGWEN X. CHUNCHAI H. *Electrodialysis-based Separation Technologies: A Critical Review*. China: published online October 29, 2008 in Wiley InterScience. Disponible en: https://aiche.onlinelibrary.wiley.com/doi/epdf/10.1002/aic.11643?saml_referrer

Trabajo Fin de Máster: *Valorización de los residuos agro-alimentarios mediante electrodiálisis con membranas bipolares y monopolares*. Autor: Abenza Martínez, Misael; Julio, 2018. Disponible en: <https://upcommons.upc.edu/handle/2117/166860>

Trabajo Fin de Grado: *Diseño de una planta desalinizadora con sistema de osmosis inversa para producir 20000 m³ /día*. Autor: Colomina Montava, Jordi; Septiembre, 2016. Disponible en: <https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/74584/COLOMINA%20-%20Dise%C3%B1o%20de%20un%20planta%20desalinizadora%20con%20sistema%20de%20osmosis%20inversa%20con%20producci%C3%B3n%20de%2020....pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Trabajo Fin de Grado: *Valorización de salmueras de la industria química mediante la integración de procesos de separación y concentración por electrodiálisis con membranas de intercambio iónico*. Autor: Lara Caceres, Abel. Septiembre, 2016. Disponible en: <https://upcommons.upc.edu/handle/2117/97057>

Trabajo Fin de Grado: *Aplicación de la electrodiálisis a la eliminación de nitrato en agua*. Autor: López García, Miguel Ulises. Febrero, 2005. Disponible en: <https://cideteq.repositorioinstitucional.mx/jspui/bitstream/1021/157/1/Aplicaci%C3%B3n%20de%20la%20electrodi%C3%A1lisis%20en%20agua..pdf>

Trabajo Fin de Grado: *Diseño de una planta desaladora en el municipio del Telde (Canarias)*. Autor: Martínez Lezaun, Andrés. Octubre, 2014. Disponible en: <https://academica-e.unavarra.es/xmlui/handle/2454/15397>

Trabajo Fin de Grado: *Simulación y diseño del equipamiento básico de una planta desaladora de agua de mar*. Autor: Moya Peláez, Alfonso. 2017. Disponible en: <https://addi.ehu.es/bitstream/handle/10810/22870/PFG%20Alfonso%20Moya%20Pel%C3%A1ez.pdf?sequence=3&isAllowed=y>

ugr,aulavirtualpfcqi. [Consulta: 10 Septiembre 2020]. Disponible en: https://www.ugr.es/~aulavirtualpfcqi/descargas/documentos/Disenio_Tanques_Almacenamiento.pdf

VIAN ORTUÑO A. *El pronóstico económico en química industrial*. España: Ediciones de la Universidad Complutense de Madrid, 1991.

Vilches,2020 Apuntes asignatura de la asignatura Tratamientos de agua. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Universidad de Sevilla.

ZARZO MARTÍNEZ, D. La Desalación del Agua en España. En: *Estudios sobre la Economía Española*, Agosto, 2020. Disponible en: <https://ideas.repec.org/p/fda/fdaeee/eee2020-22.html>

Fabricantes de los equipos

- Carbón activo https://spanish.alibaba.com/product-detail/sand-activated-carbon-filter-for-industry-filtration-as-pre-treatment-1097030476.html?spm=a2700.md_es_ES.deiletai6.6.1ad5b91ai7LyU6
- Electrodiálisis https://spanish.alibaba.com/product-detail/electrodialysis-membrane-stack-60187815935.html?spm=a2700.md_es_ES.maylikeexp.9.65c84befZXAPA2
- Filtro de cartucho https://spanish.alibaba.com/product-detail/stainless-steel-housing-multi-basket-strainers-100m3-hr-bag-filter-system-for-drinking-water-filtration-1915789963.html?spm=a2700.md_es_ES.deiletai6.1.2b281f18VuiUfe
- Intercambio iónico https://es.made-in-china.com/co_sanda-industrial2017/product_Stainless-Steels-Resin-Column-for-Ion-Exchangers_engsussyy.html
- Rejas de desbaste <https://www.depuradoras.es/reja-de-desbaste-automatica-116/6202-reja-circular-automatica-300-x-300-6202.html>
- Roto tamiz <https://aquaenergy.es/producto/rototamiz-6200/>
- Tanque de almacenamiento de ácido <https://spanish.alibaba.com/product-detail/frp-fiberglass-acid-and-chemical-liquid-storage-tank-60775140352.html?spm=a2700.8699010.normalList.116.28703debUbbtD7>
- Tanque de almacenamiento de agua depurada http://carm.generadordeprecios.info/obra_nueva/Urbanizacion_interior_de_la_parcela/Tratamiento_de_aguas_residuales/Estaciones_depuradoras/USE015_Deposito_de_almacenamiento_de_agua.html
- Tanque almacenamiento producto químico <https://spanish.alibaba.com/product-detail/1000-liter-stainless-steel-chemical-ibc-tote-tank-of-liquid-62557303489.html?spm=a2700.8699010.normalList.53.28ab13a7iWkCHQ>
- Ultrafiltración https://es.made-in-china.com/co_litree/product_Litree-Ultrafiltration-Pressure-Vessel-Module-for-Water-Purification_euoeusng.html