



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial

Diseño de una planta de producción de agua ultrapura para la industria farmacéutica mediante un proceso híbrido de osmosis inversa e intercambio iónico con una capacidad de 240 m³/día

Trabajo Fin de Máster

Máster Universitario en Ingeniería Química

AUTOR/A: Miquel Sanchís, Jorge

Tutor/a: Lora García, Jaime

Cotutor/a: López Pérez, Maria Fernanda

CURSO ACADÉMICO: 2021/2022



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

TRABAJO FIN DE MÁSTER

**Diseño de una planta de producción de agua
ultrapura para la industria farmacéutica
mediante un proceso híbrido de osmosis
inversa e intercambio iónico con una
capacidad de 240 m³/día**

Alumno: **Jorge Miquel Sanchis**

Tutores: Jaime Lora García
María Fernanda López Pérez

MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Convocatoria de defensa: **Septiembre de 2022**

Resumen

El presente proyecto se enmarca en la producción de agua ultrapura destinada a la industria farmacéutica la cual requiere unos elevados estándares de calidad por motivos de seguridad e higiene. Para ello, se realiza el diseño de una planta de producción de agua ultrapura, que se encuentra ubicada en la ciudad de Barcelona, con una producción de $240\text{ m}^3/\text{dia}$. Esta planta de producción trabaja mediante un sistema híbrido en el que se combinan la tecnología de membranas y las resinas de intercambio iónico.

Con el objetivo de alcanzar las especificaciones mínimas, marcadas por la farmacopea Europea, se emplea agua de red como alimentación del sistema y esta se somete a diversas etapas de tratamiento. En primer lugar es sometida a una etapa de pretratamiento físico y químico, seguidamente una unidad principal de ósmosis inversa, como tratamiento de afino se emplean resinas de intercambio iónico con el que obtener las especificaciones marcadas y finalmente se mantiene en recirculación mientras es tratada con una unidad UV para prevenir el crecimiento microbiano una vez tratadas. El dimensionamiento de las principales unidades se realiza con ayuda del software WAVE de Dupont para poder realizar los cálculos.

Por último, se realiza el presupuesto y estudio económico con el cual se determina el coste específico del tratamiento del agua y su repercusión en el coste de los productos farmacéuticos.

Palabras clave: Industria farmacéutica, agua ultrapura, ósmosis inversa, intercambio iónico, programa WAVE

Resum

El present projecte s'emmarca en la producció d'aigua ultrapura destinada a la indústria farmacèutica la qual requereix uns elevats estàndards de qualitat per motius de seguretat i higiene. Per a això, es realitza el disseny d'una planta de producció d'aigua ultrapura, que està situada a la ciutat de Barcelona, amb una producció de $240\text{ m}^3/\text{dia}$. Aquesta planta de producció treballa mitjançant un sistema híbrid en el qual es combinen la tecnologia de membranes i les resines d'intercanvi iònic.

Amb l'objectiu d'aconseguir les especificacions mínimes, marcades per la farmacopea Europea, s'empra aigua de xarxa com a alimentació del sistema i aquesta es sotmet a diverses etapes de tractament. En primer lloc és sotmesa a una etapa de pretractament físic i químic, seguidament una unitat principal d'osmosi inversa, com a tractament d'afinament s'empren resines d'intercanvi iònic amb el qual obtindre les especificacions marcades i finalment es manté en recirculació mentre és tractada amb una unitat UV per a previndre el creixement microbià una vegada trac-

tades. El dimensionament de les principals unitats es realitza amb ajuda del programa WAVE de Dupont per a poder realitzar els càlculs.

Finalment, es realitza el pressupost i estudi econòmic amb el qual es determina el cost específic del tractament de l'aigua i la seua repercussió en el cost dels productes farmacèutics.

Praules clau: Indústria farmacèutica, aigua ultrapura, osmosi inversa, intercanvi iònic, programa WAVE

Abstract

The present project is framed in the production of ultrapure water for the pharmaceutical industry, which requires high quality standards for safety and hygiene reasons. For this purpose, the design of an ultrapure water production plant is carried out, which is located in the city of Barcelona, with a production of $240\text{ m}^3/\text{day}$. This production plant works by means of a hybrid system in which membrane technology and ion exchange resins are combined.

In order to meet the minimum specifications set by the European Pharmacopoeia, municipal water is used as the system's feed water, which is subjected to several treatment stages. First it undergoes a physical and chemical pretreatment stage, followed by a main treatment through reverse osmosis unit, then a polishing treatment using ion exchange resins to obtain the specifications and finally it is kept in recirculation while it is treated with a UV unit to prevent microbial growth once it has been treated. The sizing of the main units is done with the help of Dupont's WAVE software in order to perform the calculations.

Finally, a budget and economic study is carried out to determine the specific cost of water treatment and its impact on the cost of pharmaceutical products.

Key words: Pharmaceutical Industry, ultrapure Water, reverse osmosis, ion exchange, WAVE software

Índice

1	Introducción	1
1.1	Análisis del mercado farmacéutico	1
1.2	Necesidades de agua ultrapura	4
1.3	Vínculos con los objetivos de desarrollo sostenible	5
1.4	Técnicas de pretratamiento de agua	5
1.4.1	Clarificación	6
1.4.2	Filtración en medios granulares	6
1.4.3	Filtración por cartuchos	6
1.4.4	Tratamiento por carbón activo	7
1.4.5	Descalcificadores de agua	8
1.4.6	Tecnologías de membranas	9
1.5	Tratamiento principal	13
1.5.1	Ósmosis Inversa	13
1.5.2	Evaporación	14
1.6	Tratamiento de afino y distribución	15
1.6.1	Intercambio iónico	15
1.6.2	Tratamiento Ultravioleta	16
1.6.3	Almacenamiento	17
1.7	Selección de las tecnologías más adecuadas	17
2	Objetivos	19
3	Fundamentos de la tecnologías seleccionadas	20
3.1	Fundamentos de la ósmosis inversa	20
3.1.1	Conceptos básicos de Ósmosis Inversa	20
3.1.2	Modelos matemáticos de las membranas	21
3.1.3	Materiales de membrana	23

3.1.4	Módulos de membranas	25
3.1.5	Limpieza de membranas	29
3.2	Fundamentos del intercambio iónico	30
3.3	Regeneración de las resinas	31
4	Datos de operación	33
4.1	Analítica del agua	33
4.2	Flow Factor	34
4.3	Temperatura de operación	34
4.4	Caudal de producción	34
5	Diseño del proceso	36
5.1	Dimensionamiento de la unidad de OI	38
5.1.1	Selección de membrana	38
5.1.2	Número de etapas	40
5.1.3	Configuración de tubos y elementos	43
5.1.4	Conversión	46
5.1.5	Pretratamiento	48
5.2	Dimensionamiento de la unidad de resinas de intercambio iónico	49
5.2.1	Elección de tanque y sistema de regeneración	49
5.2.2	Selección de resinas	51
5.2.3	Número de trenes	57
5.2.4	Velocidad específica	58
5.3	Dimensionamiento del tanque de almacenamiento de agua ultrapura	60
5.4	Diagrama de flujo	60
6	Estudio económico	66
6.1	Presupuesto	66
6.2	Análisis de rentabilidad económica	75

6.2.1	Amortización	76
6.2.2	Costes Variables	76
6.2.3	Costes Fijos	78
6.2.4	Coste de producción	79
7	Conclusiones	81
	Referencias	83
	Anexos	85
	Anexo I: Analítica del agua Mollet del Vallès	85
	Anexo II: Hoja de especificaciones membrana de ósmosis inversa BW30-4040	89
	Anexo III: Hoja de especificaciones resina catiónica Amberlite HPR 2800 H	93
	Anexo IV: Hoja de especificaciones resina aniónica Amberlite HPR 4800 OH	97
	Anexo V: Informe software WAVE	101

Índice de figuras

1	Ranking de sectores industriales en inversión I+D (EFPIA, 2021).	1
2	Distribución del PIB industrial en España durante el 2020 (FEIQUE, 2015).	2
3	Distribucion Sectorial de la Cifra de Negocios 2020 (FEIQUE, 2015).	3
4	Filtro en medio granular con varias capas (Adaptado de: Singh, 2015).	7
5	Representación del conjunto de perlas de resina (<i>Pure Water Handbook TM</i> , 1997).	9
6	(a) Filtración directa (<i>dead – ended</i>) y, (b) filtración tangencial (<i>cross – flow</i>) (Adaptado de: Charcosset, 2006).	10
7	Fenómeno de CP en las membranas (Adaptado de: Jane, 2015).	11
8	Regiones de separación para cada membrana y tamaño de partículas (Adaptado de: Baker, 2004).	12
9	Celda dividida en dos compartimentos separadas por una membrana semipermeable (Adaptado de: Jane, 2015).	13
10	Celda dividida en dos compartimentos separadas por una membrana semipermeable cuando se encuentra en equilibrio de concentración (Adaptado de: Jane, 2015).	14
11	Celda dividida en dos compartimentos separadas por una membrana semipermeable donde se produce ósmosis inversa por la presión aplicada sobre el compartimento con más concentración (Adaptado de: Jane, 2015).	15
12	Diagrama de proceso planteado (elaboración propia).	17
13	Estructura química del acetato de celulosa (Jane, 2015).	24
14	Estructura química de composite de poliamida aromática (Jane, 2015).	25
15	Módulo placa y marco (Jane, 2015).	26
16	Módulo tubular (Adaptado de: Jane, 2015).	27
17	Módulo enrollado en espiral (Adaptado de: Jane, 2015).	28
18	Módulo fibra hueca (Adaptado de: Jane, 2015).	28
19	Comparación limpiezas de membranas realizadas antes de 15 % de reducción de rendimiento y antes después de 15 % (Adaptado de: Jane, 2015).	30
20	Boceto columna de intercambio iónico con resinas iónicas y catiónicas (Elaboración propia).	31

21	Ubicación de Mollet del Vallès	33
22	Interfaz de inicio del software WAVE.	36
23	Interfaz del software WAVE donde se insertan las características de la corriente.	37
24	Interfaz del software WAVE donde se definen los requerimientos de la unidad de OI.	38
25	Interfaz del software WAVE donde se definen las características del sistema de OI.	39
26	Esquema del proceso de membrana en dos etapas (Elaboración propia).	40
27	Esquema del proceso de membrana en tres etapas (Elaboración propia).	41
28	Esquema del proceso de membrana en cuatro etapas (Elaboración propia).	42
29	Comparación energética entre tres (parte izquierda) y cuatro (parte derecha) etapas.	42
30	Configuración 8/4/2 con flux de 22 LMH	43
31	Errores de diseño con configuración 8/4/2 con flux de 22 LMH	44
32	Diseño con configuración 6/3/2 con flux de 22 LMH	44
33	Diseño con configuración 6/3/2 con flux de 26 LMH	45
34	Errores de diseño con configuración 6/3/2 con flux de 26 LMH	45
35	Diseño con configuración 6/3/2 con flux de 17 LMH	46
36	Comparativa entre las diversas conversiones del 85 % , 80 % y 86 %	47
37	Errores de solubilidad en la unidad de OI diseñada	48
38	Adición de componentes químicos para mejorar la solubilidad en la unidad de OI	50
39	Diagrama del tanque de intercambio iónico (Software WAVE)	51
40	Definición de las condiciones de regeneración de las resinas de intercambio iónico	52
41	Error de falta de trenes en <i>standby</i>	58
42	Diagrama de flujo de la unidad de ósmosis inversa.	62
43	Diagrama de flujo de la unidad de intercambio iónico y junto a tratamientos de afino.	63

Índice de tablas

1	Especificaciones de la farmacopea europea para los distintos tipos de agua (Ek, 2013).	4
2	Características de la membrana CA (Jane, 2015).	24
3	Características de la membrana de poliamida aromática (Jane, 2015).	26
4	Comparación entre diferentes módulos de membrana OI (Jane, 2015).	29
5	Comparación de combinación de resinas aniónicas con la resina AmberLite HPR1200 H.	55
6	Comparación de combinación de resinas aniónicas con la resina AmberLite HPR2800 H.	55
7	Comparación de combinación de resinas aniónicas con la resina AmberLite HPR2900 H.	56
8	Comparación entre las resinas catiónicas junto a las resinas aniónicas seleccionadas.	56
9	Comparación entre diferentes configuraciones de trenes en funcionamiento.	57
10	Comparación entre diferentes velocidades específicas	59
11	Comparación más aproximada entre diferentes velocidades específicas	60
12	Significado abreviaciones del diagrama de flujo	61
13	Cuantificación de componentes	66
14	Descomposición precios conducciones	67
15	Descomposición precios depósitos de limpieza	67
16	Descomposición precios depósitos de agua de red	67
17	Descomposición precios depósitos entre los procesos de membranas e intercambio iónico	68
18	Descomposición precios de los depósitos de almacenamiento de UPW	68
19	Descomposición precios de la bomba de alimentación	69
20	Descomposición precios de la bomba entre el proceso de membrana y intercambio iónico	69
21	Descomposición precios de las bombas de recirculación y regeneración de resinas	70

22	Descomposición precios de los elementos de membrana	70
23	Descomposición precios de tubos de presión	70
24	Descomposición precios de las columnas de intercambio iónico	71
25	Descomposición precios de la resina aniónica AmberLite 4200 OH	71
26	Descomposición precios de la resina catiónica AmberLite 2800H	72
27	Descomposición precios de la unidad UV	72
28	Descomposición precios de válvulas antirretorno	72
29	Descomposición precios de válvulas reguladoras de presión	73
30	Descomposición precios de válvulas de cierre	73
31	Descomposición precios de sensor de temperatura	73
32	Descomposición precios de conductímetro	74
33	Descomposición precios de sensor de nivel	74
34	Descomposición precios de sensor de presión	74
35	Descomposición precios caudalímetros	75
36	Descomposición precios presupuesto final	75
37	Descomposición precios químicos pretratamiento	77
38	Costes variables	78
39	Costes fijos	79
40	Desglose coste de producción	80

1 Introducción

1.1 Análisis del mercado farmacéutico

La industria farmacéutica es un sector industrial cuya misión es la investigación, desarrollo, producción y comercialización de productos químicos medicinales que sirven como tratamiento y prevención de enfermedades. Es un sector que destina amplios recursos a la investigación y desarrollo (I+D) con el objetivo de producir mejores tratamientos. Además, es uno de los sectores más influyentes y rentables del mundo por sus aportaciones al mundo de la salud y de la ciencia.

La influencia que tiene la industria farmacéutica a un nivel internacional se puede apreciar por medio la Federación Europea de la Industria Farmacéutica (EFPIA: european federation of pharmaceutical industries and associations) que estima la producción de esta industria en la región de Europa asciende hasta 293 mil millones de euros donde se producen más de 800 mil puestos de trabajo (EFPIA, 2021). La apuesta por I+D en el sector farmacéutico puede observarse en la [Figura 1](#) donde la industria farmacéutica y biotecnológica invierten un 15.4 % de sus beneficios en la I+D.

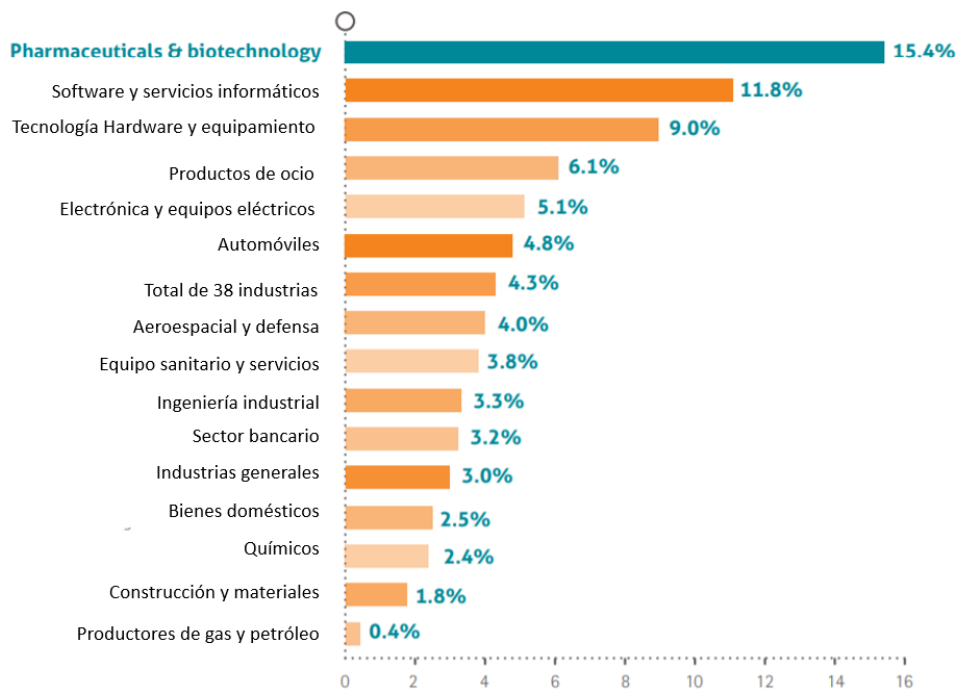


Figura 1: Ranking de sectores industriales en inversión I+D (EFPIA, 2021).

Esta importancia que tiene el sector farmacéutico se puede observar en la [Figura 2](#) donde se representa la distribución del PIB industrial en España en el año 2020. Se observa que la industria química y farmacéutica movió 16.394 millones de euros lo que representa un 13.4 % del total.

Distribución del PIB Industrial | 2020 Millones Euros y % sobre el total
Distribution of Gross Industrial Product | 2020 (Gross Added Value, Million Euros)

CNAE	Sector	Total 2020	2020 (%)
10, 11, 12	Alimentación, Bebidas y Tabaco <i>Food, Beverages and Tobacco</i>	24.531	20,0
13, 14, 15	Industria Textil, Confección y Calzado <i>Textile, Garment and Footwear Industry</i>	7.545	6,2
16	Industrias de Madera y Corcho <i>Wood and Cork Industry</i>	1.689	1,4
17, 18	Papel y Artes Gráficas <i>Paper and Graphic Arts</i>	5.888	4,8
19	Coquerías y Refino <i>Coke Manufacture and Refining</i>	2.642	2,2
20, 21	Industria Química y Farmacéutica <i>Chemical and Pharmaceutical Industry</i>	16.394	13,4
22	Transformación Plástico y Caucho <i>Plastic and Rubber Transformation</i>	5.999	4,9
23	Minerales no Metálicos <i>Non-metal Minerals</i>	5.474	4,5
24	Metalurgia <i>Metallurgy</i>	5.460	4,5
25	Productos Metálicos <i>Metal Products</i>	11.047	9,0
26, 27	Equipo Eléctrico, Electrónico y Óptico <i>Electrical, Electronic and Optical Equipment</i>	6.735	5,5
28	Maquinaria y Equipo Mecánico <i>Machinery and Mechanical Equipment</i>	6.447	5,3
29	Vehículos de Motor <i>Motor Vehicles</i>	10.095	8,2
30	Material de Transporte <i>Transport Material</i>	3.779	3,1
31, 32, 33	Industrias Manufactureras Diversas <i>Diverse Manufacturing Industries</i>	8.930	7,3
TOTAL INDUSTRIA MANUFACTURERA TOTAL MANUFACTURING INDUSTRY		122.653	100

Figura 2: Distribución del PIB industrial en España durante el 2020 (FEIQUE, 2015).

La industria farmacéutica, dentro del sector industrial químico, tiene un considerable peso en cifras como se puede ver en la [Figura 3](#), donde las materias primas farmacéuticas representan un 5.9 % y las especialidades farmacéuticas un 24.1 %. En conjunto, el sector farmacéutico durante el año 2020 representó un 30 % sobre el total del sector químico.

Dentro del sector farmacéutico, el agua es uno de los productos más utilizados. Está presente dentro del uso como excipiente, en la síntesis, en la producción del producto o como agente de limpieza de recipientes, equipamiento y materiales de envasado primario (tales como viales, botellas o blíster de pastillas) (European Medicines Agency, 2018).

Otra de las aplicaciones más empleadas del agua ultrapura es en la fabricación de vacunas ya que se emplea como diluyente. Esta es una aplicación muy importante ya que debido a la pandemia provocada por el SARS-CoV-2 ha sido necesario la creación de una vacuna y su producción para gran parte de la población, por lo que una mayor producción de agua ultrapura ha sido necesaria.

Distribución Sectorial de la Cifra de Negocios | 2020 (% y Millones €)

Sector distribution of turnover | 2020 (% and Million €)

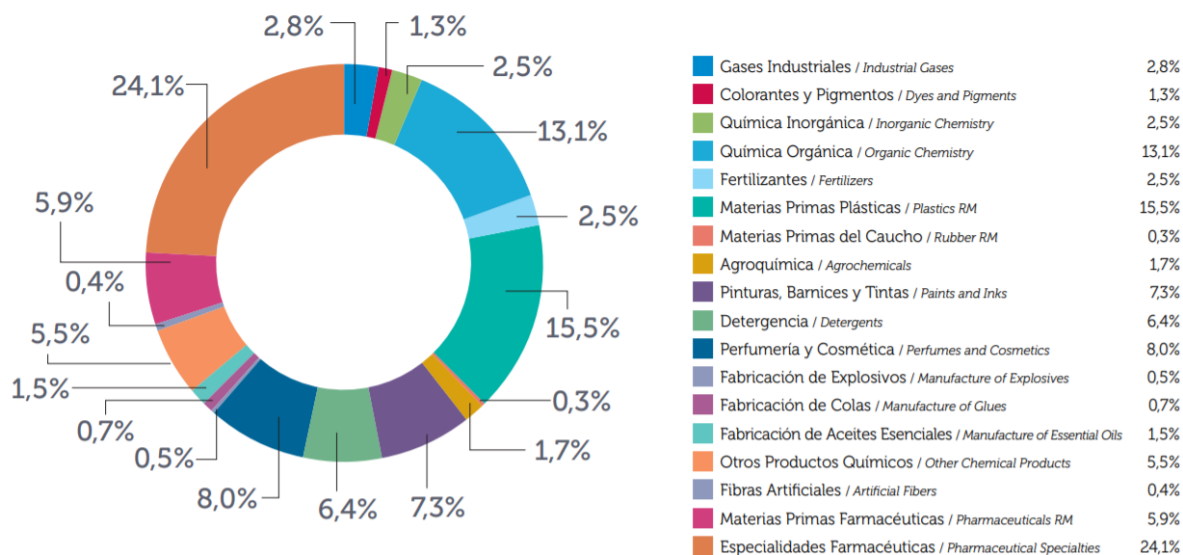


Figura 3: Distribucion Sectorial de la Cifra de Negocios 2020 (FEIQUE, 2015).

Para el uso del agua dentro del sector farmacéutico es necesario seguir unos estándares de calidad. Estos estándares los definen las diferentes farmacopeas que existen como la Americana, Europea, Japonesa... Dependiendo de donde se encuentre la producción se sigue una u otra. La clasificación de los tipos de agua son:

- Agua para Inyecciones (WFI: Water for injections): Se emplea para la preparación de medicamentos de administración parenteral donde el agua se emplea como vehículo (agua para inyecciones en el seno de la disolución) y para disolver o diluir sustancias o preparados para administración parenteral (agua esterilizada para inyecciones) (Ek, 2013).
- Agua altamente purificada (HPW: High purity water): Sólo la Farmacopea Europea emplea este término. Tiene los mismos estándares de calidad que el WFI, únicamente puede diferir el tratamiento de producción de esta (Pandey et al., 2021).
- Agua purificada: Es agua empleada como excipiente en la fabricación de preparados no parenterales, así como en en otras aplicaciones farmacéuticas como en la limpieza de equipos y en componentes en contacto con el producto no parenteral (Pandey et al., 2021).

1.2 Necesidades de agua ultrapura

HPW o, también conocida como agua ultrapura (UPW: Ultrapure water), es agua que ha sido tratada donde los contaminantes han sido eliminados hasta unos niveles muy bajos. La finalidad del UPW es la de buscar la completa eliminación de componentes a excepción de las moléculas de agua. Debido a que este objetivo es prácticamente imposible, la pureza de esta viene determinada según la aplicación para la que se use.

El UPW se emplea en diferentes aplicaciones para así poder cumplir con sus diferentes estándares de calidad. Se emplea principalmente en las industrias de semiconductores, energía solar fotovoltaica, farmacéutica y en laboratorios de investigación.

En las plantas de semiconductores el UPW se emplea como agente de limpieza por lo que es importante que el agua esté libre de cualquier contaminante disuelto que pueda afectar a los circuitos o sistemas microelectrónicos debido a la alta sensibilidad de los instrumentos. Por otro lado, en la industria farmacéutica el UPW además de agente de limpieza, se emplea en la inyección de agua ya que es un ingrediente de productos por lo que es imprescindible que esté libre de microbios o virus.

Para la industria farmacéutica, los parámetros de calidad del UPW vienen determinados por las diferentes farmacopeas que existen. Las más importantes son la British Pharmacopeia, Japanese Pharmacopeia, European Pharmacopeia y The United States Pharmacopoeia.

La farmacopea que se va a emplear es la de la Unión Europea puesto que es donde se encuentra al realizar este trabajo. Sus especificaciones se pueden ver en la [Tabla 1](#).

Propiedades	HPW	WFI	Purified Water
Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$ a 25°C)	<1.3	<1.3	<5.1
Carbón Orgánico Total (TOC)(mg/L)	<0.5	<0.5	<0.5
Bacteria (UFC/100mL)	<10	<10	<100
Endotoxin (UI/mL)	<0.25	<0.25	<0.25
Nitratos (ppm)	<0.2	<0.2	<0.2
Aluminio (ppb)	<10	<10	<10

Tabla 1: Especificaciones de la farmacopea europea para los distintos tipos de agua (Ek, 2013).

Para la generación de UPW el agua que se emplea como alimentación es de red, a partir de esta agua son necesarias varias operaciones de proceso. Se pueden dividir en tres procesos.

- Pretratamiento

- Tratamiento principal
- Tratamiento de afino y distribución

El pretratamiento es la etapa inicial de un tratamiento de agua en la que se lleva a cabo la eliminación de materia que pudiera producir fenómenos de ensuciamiento o incrustación que puede dañar o afectar en el funcionamiento de los procesos siguientes de tratamiento. El tratamiento principal tiene como objetivo eliminar la mayor parte de los compuestos iónicos presentes en la corriente. Por último, el tratamiento de afino se encarga de alcanzar las especificaciones finales del agua y el de distribución para mantener el estándar de calidad del agua obtenida debido a que es un buen disolvente.

1.3 Vínculos con los objetivos de desarrollo sostenible

Los objetivos de desarrollo sostenible (ODS) es una iniciativa lanzada por naciones unidas la cual se basa en 17 objetivos que buscan poner fin a la pobreza, proteger el planeta y mejorar las vidas y las perspectivas de las personas en todo el mundo.

Dentro de estos ODS la producción de UPW para la industria farmacéutica se encuentra relacionada con el objetivo 3 de salud y bienestar ya que uno de sus mayores usos es la fabricación de vacunas que se emplean para reforzar el sistema inmunológico de las personas reduciendo la mortalidad por los virus.

Otro ODS con el que se tiene vinculación es el objetivo 9 de industria, innovación e infraestructura. Con este se relaciona debido a la búsqueda de optimización del proceso para obtener la máxima eficiencia energética y de recursos. También, es sabido que la industria farmacéutica es una de las industrias donde mayor inversión I+D se realiza.

Este proyecto también presenta vinculación con el objetivo 6 de agua limpia y saneamiento debido a que en la fabricación de UPW se emplea agua corriente como materia prima, y una gestión y uso eficiente de este recurso hídrico en el sector es uno de los puntos del objetivo mencionado.

1.4 Técnicas de pretratamiento de agua

El agua al provenir de red ya es potable y tiene una baja cantidad de sólidos suspendidos, esto hace que sean necesarias menos operaciones de pretratamiento. Existen diferentes tipos de tecnologías para el pretratamiento de agua las cuales se discuten en los puntos a continuación.

1.4.1 Clarificación

La clarificación es un proceso en el cual se elimina gran parte de turbidez, sólidos suspendidos y materia orgánica donde se emplean los procesos de coagulación y floculación. La coagulación consiste en la adición de coagulantes a la corriente de alimentación, que a partir de los sólidos disueltos que hay presente forman sólidos en suspensión que se aglomeran. Estos sólidos aglomerados se les conoce como flóculos, estos caen debido al efecto de la gravedad por lo que su eliminación es sencilla mediante el uso de tanques de sedimentación donde se espera a que estos sedimenten.

La clarificación es un método muy empleado en los pretratamientos de agua, ya que es capaz de eliminar gran cantidad de sólidos en suspensión con un bajo coste. La desventaja que presenta este método es que no es un proceso completamente eficaz, por lo que son necesarias operaciones adicionales para el pretratamiento de la corriente.

1.4.2 Filtración en medios granulares

Este tipo de filtros se emplean para la eliminación de sólidos suspendidos de la corriente de alimentación. Consisten en una columna de lecho donde el lecho actúa impidiendo el paso de los sólidos suspendidos. Este lecho que se encuentra en el tanque está distribuido en varias capas, inicialmente con un tamaño de partícula más grande y este se va reduciendo paulatinamente con el objetivo de eliminar primero las partículas más grandes.

Las capas de los filtros granulares suelen estar compuestas de diferentes materiales como antracita, arena, granates, magnetitas u otros materiales (Singh, 2015). Una distribución de las capas en el filtro puede verse en la [Figura 4](#) donde se emplean varios medios para esta filtración, estos se encuentran ordenados de mayor a menor tamaño de partículas. El tamaño de partículas que son eliminadas está entre 10 y 20 μm (Geng y Zhou, 2004).

1.4.3 Filtración por cartuchos

Este tipo de filtración consiste en que se hace circular el fluido que se quiere tratar, mediante presión, por el portacartuchos donde en su interior se encuentran alojados los cartuchos filtrantes.

El fluido se distribuye de forma uniforme por dentro de los cartuchos y se filtra el fluido debido a que los contaminantes quedan retenidos en ellos. Este tipo de filtración está indicado para aplicaciones donde sean necesarias tanto una calidad como seguridad en el proceso productivo. Los materiales de estos cartuchos suelen ser polipropileno, polietersulfona, acero inoxidable, etc. empleándose cada uno dependiendo de cual sea el fluido a tratar y de la calidad necesaria.

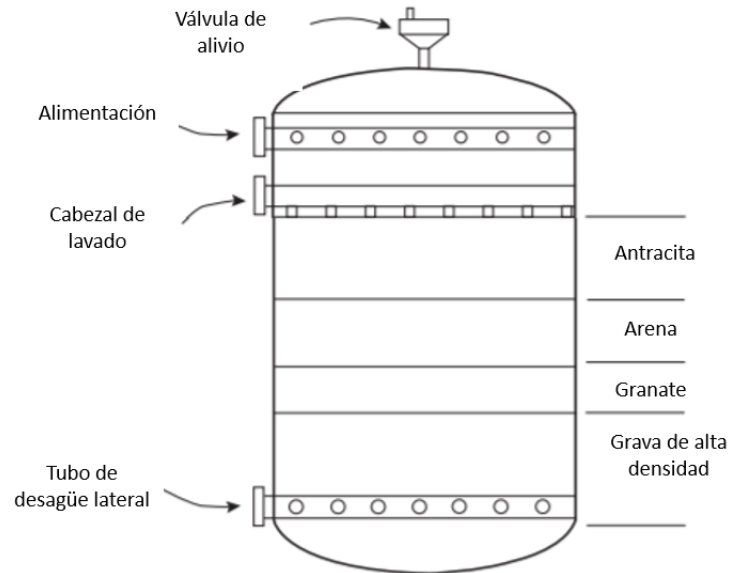


Figura 4: Filtro en medio granular con varias capas (Adaptado de: Singh, 2015).

1.4.4 Tratamiento por carbón activo

El tratamiento por carbón activo (ACF) es ampliamente usado en el tratamiento de aguas debido a que elimina componentes orgánicos no polares, hierros precipitados y compuestos clorados presentes en el agua. El carbón activado tiene una superficie de entre 850 y $3000 \text{ m}^2/\text{g}$, es esta gran superficie lo que le permite tener un elevado volumen de porosidad permitiendo la eliminación de estas moléculas por adsorción (Singh, 2015). El proceso de adsorción funciona de tal manera que los contaminantes se adhieren a la superficie del carbón activo impidiendo que estos continúen en el flujo de alimentación.

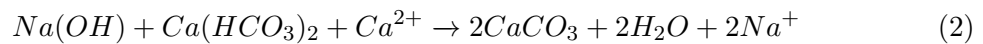
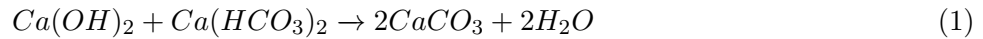
La eliminación de compuestos clorados es importante debido a que estos crean malos olores y sabores en el agua. Los compuestos clorados se eliminan en la parte superior del lecho de carbón activo, esto produce que esta parte de carbón activo sea susceptible de crecimiento bacteriológico.

Para evitar que esto ocurra se realiza *backwashing*, donde se alimenta desde la parte inferior del lecho hacia la superior, pero esta técnica únicamente elimina el material que se ha quedado en la superficie del carbón. Para poder reactivar el carbón en el tratamiento de aguas se suele emplear la regeneración térmica (Singh, 2015).

1.4.5 Descalcificadores de agua

La descalcificación se refiere a la eliminación de los compuestos que dan dureza al agua que son principalmente el calcio y el magnesio. Existen diversos métodos para el ablandamiento del agua que se explican a continuación.

- Ablandamiento con cal: Consiste en la adición de cal, carbonato sódico y/o sosa cáustica al agua para que las partículas tanto de calcio como magnesio se vuelvan insolubles y precipiten. La cal no actúa como un coagulante, sino que esta reacciona con el bicarbonato cálcico para precipitar el carbonato cálcico como se puede ver en la [Ecuación 1](#) y la [Ecuación 2](#). De la misma manera, la cal o sosa cáustica proveen de hidróxidos para la precipitación del magnesio presente en la dureza del agua de la forma $Mg(OH)_2$.



Posterior a este proceso se suele emplear uno de filtración para eliminar cualquier turbidez y sólidos que haya en la corriente. También junto a la cal se puede añadir un coagulante para aumentar la velocidad de deposición de carbonato cálcico e hidróxido de magnesio (Singh, 2015).

- Ablandamiento por intercambio iónico: Se trata de un tanque que contiene resinas representadas en la [Figura 5](#). Esta resina es la encargada de intercambiar iones que dan dureza al agua como calcio o magnesio por otros que la ablanden, generalmente sodio. Este proceso se realiza hasta que todos los huecos de intercambio están llenos, es en ese momento se debe de regenerar químicamente la resina.

Las ventajas de esta tecnología son que ya es bien conocida por lo que se puede predecir su funcionamiento, no requiere altos valores de presión como, por ejemplo la ósmosis inversa (OI), reduciendo los costes eléctricos y suele ser una operación necesaria para la eliminación de sustancias que produzcan incrustamientos (Geng y Zhou, 2004).

- Ablandamiento por Nanofiltración (NF) y Ósmosis Inversa (OI): El ablandamiento se puede producir por estas dos técnicas para la eliminación de sales divalentes. Esta es una aplicación relativamente nueva en las membranas y que se emplea especialmente en las de NF. Estas funcionan con una presión inferior a las de OI y tienen un alto porcentaje de rechazo a los iones que aportan dureza (alrededor del 99 %). Es más atractivo este proceso para el ablandamiento que la adición de cal o el intercambio iónico porque es un proceso fiable, no requiere regeneración y no hay aguas residuales (Singh, 2015).

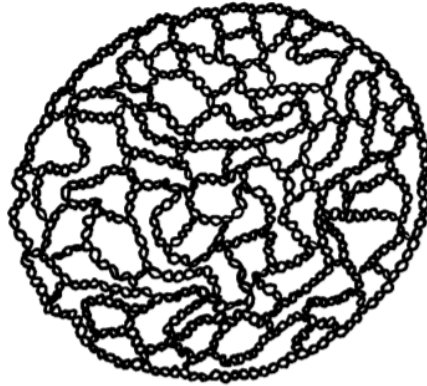


Figura 5: Representación del conjunto de perlas de resina (*Pure Water Handbook TM*, 1997).

1.4.6 Tecnologías de membranas

Las membranas son una tecnología que tiene un amplio rango de aplicaciones. Estas permiten controlar la cantidad de especies químicas que pasan a través de ella. Una membrana no es más que una barrera la cual tiene como objetivo la separación de compuestos químicos con los que se encuentra en contacto.

Durante los últimos años los procesos de membrana han emergido en el tratamiento de aguas ya sea para el tratado municipal o en la desalación de agua de mar. Esta tecnología se emplea en aguas con mucha turbidez, con alto carbón orgánico total (TOC) y en tratamientos terciarios. El auge de esta tecnología se debe a que se obtiene una mayor calidad del agua, la simplicidad del proceso y su bajo coste en comparación con los tratamientos convencionales (Singh, 2015).

A la hora de cruzar el flujo existen dos tipos diferentes de configuraciones en las membranas, filtración directa donde el flujo cruza perpendicularmente la membrana y filtración tangencial donde el flujo pasa tangencialmente a través de la superficie de la membrana, en la [Figura 6](#) se puede observar un esquema de ambas. La ventaja que presenta la configuración de filtración tangencial es que se elimina la posibilidad de que se forme una torta de filtración en la superficie de la membrana que obstruya el proceso, es decir, permite el trabajo en continuo.

Cuando se trabaja con membranas existen diferentes corrientes como se observa en la [Figura 6](#). La corriente de entrada se la conoce como corriente de alimentación, es la que debe de ser tratada, después está la corriente de permeado que es la corriente que ha atravesado la membrana, y por último, la corriente de rechazo que es la que lleva los componentes que no han atravesado la membrana.

El paso de componentes a través de la membrana se produce debido a la existencia de poros en

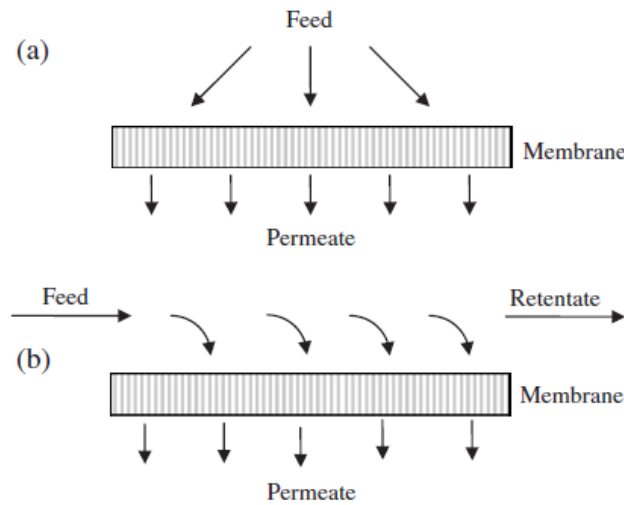


Figura 6: (a) Filtración directa (*dead-ended*) y, (b) filtración tangencial (*cross-flow*) (Adaptado de: Charcosset, 2006).

las membranas, es por estos por donde pasan los compuestos. La separación de los compuestos no viene determinada únicamente por el tamaño de los poros, esta también se produce por interacciones entre las moléculas de la corriente de alimentación y la membrana.

Para que el agua sea apta para el tratamiento principal es necesario que esta tenga las cantidades apropiadas de agentes escalantes ($CaCO_3$, $CaSO_4$, sílice), sólidos suspendidos, compuestos orgánicos disueltos, metales oxidables (tales como Fe o Mn), gases disueltos o amoníaco (Geng y Zhou, 2004).

La no eliminación de estos compuestos pueden producir los siguientes problemas:

- **Ensuciamiento** (en inglés *fouling*): Se produce cuando se depositan sólidos suspendidos, compuestos orgánicos o microorganismos en la superficie de la membrana, generalmente por la cara de la alimentación. El ensuciamiento de la membrana produce que la presión de operación sea mayor, además de que la caída de presión es mayor también. Esto se debe a que este ensuciamiento de la membrana actúa como una barrera adicional.
- **Incrustación** (en inglés *scaling*): Este fenómeno ocurre debido a la incrustación de sales en las membranas debido a la precipitación de estas. La incrustación de sales produce un aumento en la presión de operación, una mayor caída de presión y un rechazo de sales esperado menor. Estas sales actúan también como barrera adicional, además, un menor rechazo de sales es función de CP debido a que en la superficie de la membrana hay una mayor concentración que en el seno de la disolución.

Otro factor importante a la hora de tener en cuenta el transporte de agua es la polarización por concentración (CP: Concentration Polarization). Este fenómeno se produce cuando los solutos, principalmente los iones pequeños que son rechazados por la membrana, tienden a acumularse en la superficie de la membrana y en la capa límite. Esto produce que haya una mayor concentración en la superficie que en el seno de la disolución, como se puede ver en la [Figura 7](#). Los efectos negativos de CP que hacen disminuir el rendimiento son que actúa como resistencia hidráulica al flujo, aumenta la presión osmótica en la capa límite y disminuye el rechazo aparente ya que hay una mayor concentración de solutos en la capa límite de la esperada (Jane, 2015).

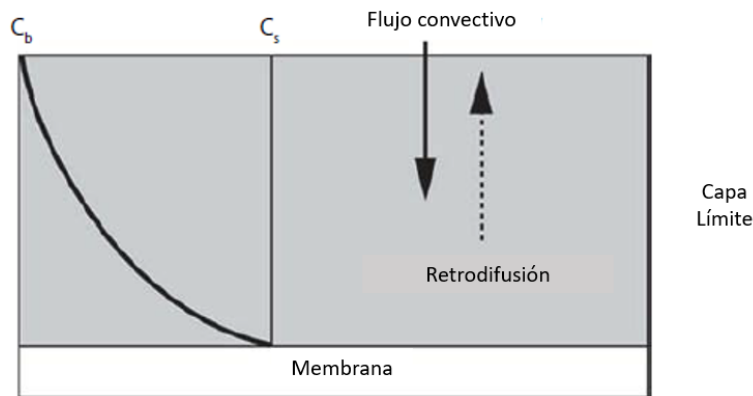


Figura 7: Fenómeno de CP en las membranas (Adaptado de: Jane, 2015).

Dependiendo del tamaño del poro se pueden clasificar las membranas en diferentes tipos, esto ayuda a conocer que tipo de membrana emplear cuando es necesaria la eliminación de algún compuesto no deseado de la corriente. En la [Figura 8](#) se puede observar en la parte superior tamaños de diferentes partículas y en la parte inferior el rango de separación de los tipos de membrana. A continuación se procede a detallar cada una de ellas (*Pure Water Handbook TM*, 1997) (Asad et al., 2020):

- Microfiltración (MF): Membranas que son capaces de retener hasta un valor de 100 nanómetros (nm). Con este tamaño de poros son capaces de eliminar sólidos suspendidos (como arena o arcilla) y algunos tipos de bacteria. Suelen operar a una presión diferencial de entre 0.3 y 1.7 bar. Estas membranas se suelen emplear como pretratamiento previo a otros procesos de membranas para aguas, esterilización de alimentos y productos farmacéuticos o clarificación de bebidas.
- Nanofiltración (NF): Membranas que pueden separar moléculas que tengan un tamaño de hasta 1 nm, esto posibilita la eliminación de componentes orgánicos, microorganismos y

de sales no monovalentes. Estas membranas tienen una resistencia hidráulica mayor por lo que necesitan de una presión mayor para poder filtrar. Esta membrana se emplea en el tratamiento de aguas ya sea para su ablandamiento, eliminación de metales, pesticidas o materia orgánica.

- Ósmosis Inversa (OI); Estas membranas pueden llegar a separar incluso iones monovalentes, no se habla ya tanto de tamaño de poro puesto que la separación de componentes funciona por vía de difusión. Es un proceso mucho más costoso ya que las presiones de operación necesarias son de entre 3.4 y 69 bar. Su mayor uso se encuentra en la desalación de agua, potabilización de agua o producción de UPW.

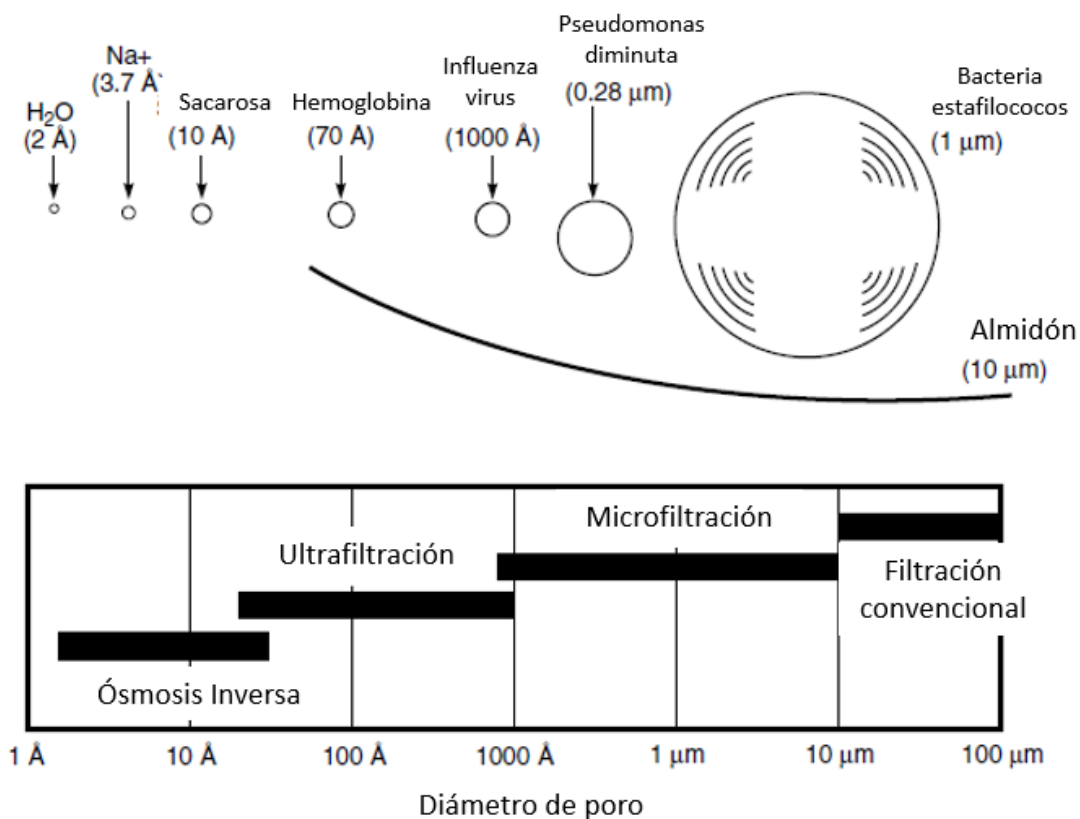


Figura 8: Regiones de separación para cada membrana y tamaño de partículas (Adaptado de: Baker, 2004).

Para el pretratamiento de agua se emplean las técnicas de MF o UF ya que estas eliminan gran parte de los sólidos suspendidos además de bacterias y virus, facilitando el posterior tratamiento

de la corriente.

1.5 Tratamiento principal

1.5.1 Ósmosis Inversa

Como tratamiento principal se emplea la ósmosis inversa debido a que esta técnica permite casi alcanzar los niveles de pureza necesarios, mencionados previamente en la [Tabla 1](#), para producir UPW. Para explicar que es la ósmosis inversa primero hay que entender que es la ósmosis. La ósmosis es un proceso natural donde el agua fluye a través de una membrana semipermeable desde la corriente que tiene una menor concentración de sólidos suspendidos hacia la corriente con mayor concentración (Jane, 2015).

Este proceso puede verse explicado en la [Figura 9](#) donde se observa que hay dos compartimentos con diferentes concentraciones. En este caso el agua se desplaza al compartimento de la izquierda ya que es el que mayor concentración tiene. La membrana permite el paso del agua junto algunos iones y es impermeable hacia los sólidos suspendidos impidiendo que estos pasen al otro compartimento.

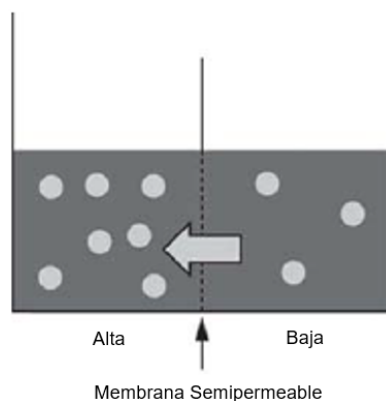


Figura 9: Celda dividida en dos compartimentos separadas por una membrana semipermeable (Adaptado de: Jane, 2015).

Este proceso se produce hasta que se alcanza el mismo nivel de concentración en ambos compartimentos. Sin embargo, el compartimento que tenía mayor concentración ahora tiene un mayor nivel de agua debido al flujo de esta que ha recibido, esto puede observarse en la [Figura 10](#). A la diferencia de nivel de estos dos compartimentos se la conoce como presión osmótica (π) y es función de la concentración.

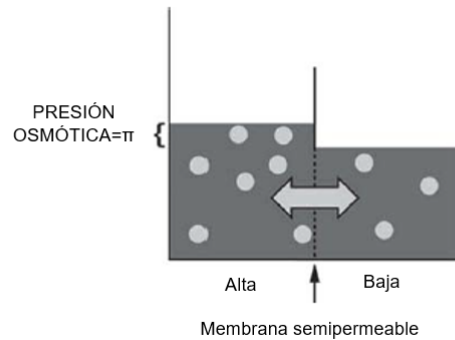


Figura 10: Celda dividida en dos compartimentos separadas por una membrana semipermeable cuando se encuentra en equilibrio de concentración (Adaptado de: Jane, 2015).

Una vez conocido el proceso de ósmosis, la ósmosis inversa es el proceso en el que a la corriente que tiene una mayor concentración se le aplica una presión mayor a la osmótica, que hay que vencer para que la corriente fluya en un flujo contrario. La presión fuerza al agua a tener que pasar por la membrana pudiendo conseguir de esta manera una agua relativamente pura ya que los sólidos disueltos se quedan al otro lado de la membrana. Este proceso puede verse ejemplificado en la [Figura 11](#).

1.5.2 Evaporación

Otra manera de obtener agua con un alto grado de pureza es mediante la evaporación. Esta técnica consiste en que mediante la evaporación se produce la separación de los componentes debido a que el resto de sustancias no se evaporan, quedando como residuo, y consiguiendo de esta manera agua pura.

En la producción de UPW esta técnica se suele emplear cuando el agua de alimentación proviene de ríos donde la concentración de sales es mayor que en el agua de red. Esta operación se puede realizar mediante una destilación flash (una etapa) o en una evaporación de efecto múltiple (varias etapas) (Spiegler, 1980).

La evaporación se produce debido a que la corriente entra como líquido saturado al recipiente que se encuentra a una presión inferior. La alimentación pasa a través de una válvula de estrangulamiento, cuya misión es la de vaporizar parcialmente la alimentación y desde donde salen tanto el vapor como el líquido restante. Debido a la rápida bajada de presión que sufre la corriente esta cambia de fase rápidamente y el calor sensible del líquido se convierte en latente de vaporización.

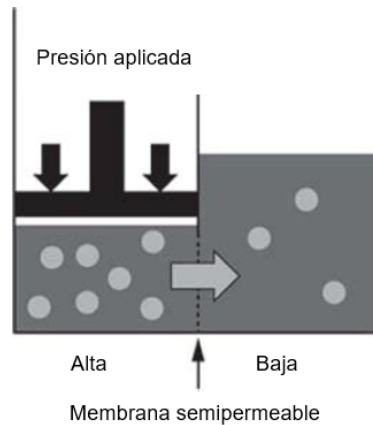


Figura 11: Celda dividida en dos compartimentos separadas por una membrana semipermeable donde se produce ósmosis inversa por la presión aplicada sobre el compartimento con más concentración (Adaptado de: Jane, 2015).

1.6 Tratamiento de afino y distribución

1.6.1 Intercambio iónico

Como tratamientos de afino a la hora de producir UPW son empleados comúnmente las tecnologías de electrodesionización (EDI) o el intercambio iónico que pueden trabajar tanto en continuo como en discontinuo. En estas dos tecnologías se emplean resinas de intercambio iónico que son matrices insolubles de pequeños lechos fabricados a partir de polímeros (Bennett, 2009).

Existen 4 tipos principales de resinas de intercambio iónico dependiendo de sus grupos funcionales que son:

- Resinas de ácido fuerte que tienen grupos sulfónicos.
- Resinas de ácido débil que tienen grupos carboxílicos.
- Resinas de base fuerte que tienen grupos trimetilamonio.
- Resinas de base débil que tienen grupos amino.

Las diferencias entre estas reside en que las resinas fuertes presentan una mayor afinidad hacia los componentes ionizados que hay presentes en el agua siendo capaces de eliminar incluso los componentes débilmente ionizados. Mientras tanto, las resinas débiles no son eficaces a la hora de

eliminar compuestos débilmente ionizados pero presentan una mayor capacidad de intercambio que con respecto a las resinas fuertes y se regeneran más fácilmente.

Los procesos de intercambio iónico operan en columnas que contienen tanto resinas aniónicas como catiónicas de lecho. La resina catiónica tiene iones H^+ adheridos que se intercambian fácilmente por cationes presentes en la corriente de alimentación. La resina aniónica tiene adheridos iones OH^- que se intercambian por aniones de la corriente. El resultado de los iones liberados H^+ y OH^- resultan al combinarse en agua.

La diferencia entre el intercambio iónico con resinas y la EDI es que esta última es una tecnología híbrida que combina las técnicas de intercambio iónico y electrodiálisis (ED) en una única unidad. En la ED emplea potencial eléctrico para migrar iones a través de una membrana selectiva. Aunque esta operación es muy eficiente posee la limitación de que tiene un alto consumo eléctrico cuando la concentración iónica es muy baja (Kurup et al., 2009).

La EDI puede trabajar en continuo o en discontinuo y elimina la necesidad de regenerar las resinas de intercambio iónico, además, es capaz de operar con concentraciones iónicas bajas con un consumo eléctrico reducido.

Sin embargo, la tecnología de intercambio iónico se ha demostrado como un método fiable a la hora de desionizar agua empleando un mínimo consumo eléctrico aunque empleando químicos para la regeneración de las resinas.

Finalmente, las resinas de intercambio iónico son más baratas que el proceso EDI cuando los químicos regenerantes se encuentran disponibles, son necesarios altos rendimientos y el precio de la electricidad es elevado. Por otro lado, el EDI puede ser más eficaz cuando se requieren sistemas más compactos y el precio de la electricidad es menor. Esto puede ocurrir cuando los sistemas de cogeneración de electricidad in situ, o cuando los proyectos de proyectos de energías renovables pueden combinarse con la tecnología de purificación del agua (Bennett, 2009).

1.6.2 Tratamiento Ultravioleta

A pesar de haber realizado el tratamiento de OI e intercambio iónico es posible que pase una pequeña cantidad de carbón orgánico total (TOC) y microorganismos. Estos presentan una preocupación debido a que pueden multiplicarse y deben de ser eliminados.

Un tratamiento de oxidación suele ser empleado como tratamiento de afino para eliminar estos microorganismos y TOC. Una opción podría ser el tratamiento con ozono debido a que este es un potente oxidante capaz de eliminarlos. El problema de la ozonización es que añade oxígeno disuelto a la corriente de agua lo cual provoca que ya no cumpla con las especificaciones de UPW y sea necesario otro tratamiento posterior para cumplirlas.

El método que más se emplea es el tratamiento ultravioleta (UV) el cual se basa en irradiar de luz UV a la corriente. A una longitud de onda de 185 nm es capaz de producir ozono y radicales hidroxilo capaces de eliminar los microorganismos y compuestos orgánicos presentes (Lee et al., 2016).

1.6.3 Almacenamiento

Una vez se ha producido UPW es necesario su correcto almacenamiento con el motivo de que se formen gérmenes y haya una degradación de la calidad de esta agua y ya no cumpla con los requerimientos. Para asegurar la calidad marcada por la Farmacopea europea el sistema de almacenamiento debe de estar sellado, con recirculación interna y con un sistema de higienización.

El sistema de almacenamiento está comprendido por un tanque de almacenamiento, fabricado de acero inoxidable, una bomba para impulsar el fluido, equipos de radiación UV, instrumentación (sensor de nivel, conductividad, temperatura y presión) y un panel de control.

A la hora de la distribución el agua fluye en flujo turbulento para minimizar el crecimiento microbiano además de, estar la tubería aislada térmicamente para minimizar las pérdidas caloríficas y reducir los costes en energía del proceso.

1.7 Selección de las tecnologías más adecuadas

En este apartado se seleccionan las tecnologías que serán utilizadas para el diseño de la producción de UPW. Primeramente, la elección del tratamiento principal es la de OI para el rechazo de la mayoría de los compuestos. Como tratamiento de afino se empleará una columna con resinas de intercambio iónico, estas se emplean para eliminar los iones de bajo peso molecular y otras moléculas que el tratamiento principal no ha sido capaz de eliminar y posteriormente radiación UV que tiene como objetivo la prevención de crecimiento biológico. Con respecto al almacenamiento del producto este se almacenará en un tanque de acero inoxidable donde estará en recirculación continua. Un diagrama teórico del proceso se puede observar en la [Figura 12](#) donde se encuentran todos los elementos mencionados previamente.

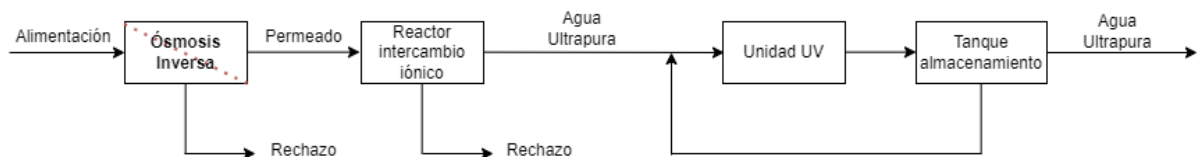


Figura 12: Diagrama de proceso planteado (elaboración propia).

Por último, a la hora de determinar cuales son las técnicas de pretratamiento a utilizar se

analizará cuales son las necesidades de tratamiento de agua para el funcionamiento de la unidad principal de OI con respecto a evitar fenómenos tipo de ensuciamiento, incrustamiento o CP.

2 Objetivos

El objetivo principal de este proyecto es el estudio de viabilidad del diseño de un proceso de fabricación de UPW para la industria farmacéutica a partir de agua de red mediante un sistema híbrido de ósmosis inversa junto a intercambio iónico que se vincula con el objetivo 9 de industria, innovación e infraestructura de los ODS al desarrollar una infraestructura fiable, sostenible, resiliente y de calidad para apoyar el desarrollo económico. Para la consecución de este objetivo principal se han establecido diversos objetivos específicos que son:

- Selección de la membrana de ósmosis inversa que se adapte a las condiciones de trabajo que se van a seguir en el proceso de producción.
- Determinación de la configuración en forma de etapas, tubos de presión y elementos del proceso de membranas que mejores resultados obtenga para el proceso.
- Determinación de la máxima conversión que se puede obtener en orden de aprovechar la máxima cantidad de agua siguiendo el objetivo 6 de los ODS agua limpia y saneamiento.
- Selección adecuada de métodos de pretratamiento para evitar problemas de ensuciamiento en las membranas que hagan empeorar la eficiencia del proceso.
- Comparación y selección de resinas de intercambio iónico para seleccionar la mejor combinación posible para las columnas.
- Determinación de la configuración y parámetros que ofrezcan mejores resultados en las columnas de intercambio iónico.
- Estudio de rentabilidad económica para conocer si el proceso de producción de UPW es rentable económicamente.

Como objetivo académico este proyecto tiene como objeto la obtención del título de máster en ingeniería química utilizando las competencias que se han ido adquiriendo durante el transcurso del máster como son la comprensión de información compleja y su integración, pensamiento crítico, análisis y resolución de problemas, diseño del proyecto o análisis económico.

3 Fundamentos de la tecnologías seleccionadas

3.1 Fundamentos de la ósmosis inversa

3.1.1 Conceptos básicos de Ósmosis Inversa

Este apartado está dedicado hacia conceptos básicos que se emplean cuando se utilizan membranas de ósmosis inversa.

El buen funcionamiento de una membrana se mide en dos parámetros que son el *flux* y la *selectividad*. El *flux* es el volumen de agua que atraviesa la membrana por unidad de área en un período de tiempo, sus unidades en el sistema internacional (SI) son $L * m^{-2} * h^{-1}$. Por otra parte, la selectividad se puede expresar como la retención (R) a la hora de diluir mezclas acuosas.

También se emplean otros parámetros matemáticos para observar si la membrana funciona de manera correcta, estos son:

1. Conversión: Es el término empleado para conocer que cantidad de permeado en tanto por ciento se obtiene a partir de la corriente de alimentación. Los sistemas de ósmosis inversa suelen tener entre un 50% y un 85% de conversión, estando la mayor parte de sistemas ubicados en un 75% (Jane, 2015). Esto implica que de cada 100 litros tratados 75 serían permeados y 25 concentrados. La manera de calcular la conversión se observa en la siguiente ecuación:

$$\% \text{Conversión} = \frac{\text{flujo permeado}}{\text{flujo alimentacion}} * 100 \quad (3)$$

Cuando hay una mayor conversión hay menor rechazo. Sin embargo, esto tiene una consecuencia sobre las concentraciones y es que en cuanto la conversión es mayor esto implica una mayor concentración en el permeado. Esto se debe a que cuando se incrementa la conversión lo que se incrementa también es la concentración de sólidos en la corriente de rechazo que está en contacto con la membrana, y la membrana separa un% de sólidos con los que está en contacto, por lo que aumentar la conversión conlleva aumentar la concentración tanto del permeado como rechazo.

2. Factor de concentración (CF): Término que indica el número de veces que se concentra el agua de la corriente de rechazo con respecto a la de alimentación. Este factor de concentración se puede calcular mediante la conversión expresada en tanto por uno:

$$CF = \frac{1}{1 - \text{Conversión}} \quad (4)$$

El CF es útil a la hora de poder así calcular de una forma fácil la concentración de la corriente de rechazo multiplicándolo por la concentración de entrada.

3. Rechazo: Es el término que se emplea para decir cual es el porcentaje de especies que la membrana no deja pasar a través. Por ejemplo, si se dice que una membrana tiene un 98 % de rechazo quiere decir que la membrana retendrá un 98 % pero también que dejará pasar un 2 % a la corriente de permeado (conocida como paso de sal). El rechazo se puede calcular como:

$$\%Rechazo = \frac{C_f - C_p}{C_f} * 100 \quad (5)$$

Donde C_f es la concentración de la corriente de alimentación de un determinado componente, mientras que, C_p es a concentración de la corriente de permeado.

4. Beta (β): También llamado factor de CP es el ratio de la concentración de especies en la superficie de la membrana con aquellas que se encuentran en el seno de la disolución. Este parámetro es una forma de cuantificar la CP y a mayor valor es más probable que ocurra *foul* o *scale*. Cuando se trabaja con este parámetro un valor aceptable de este es entre 1 y 1.2. β es un parámetro característico del proceso, es función de la cantidad de agua que pasa por la membrana, ya que cuanta mayor cantidad pase mayor será también la cantidad de sólidos suspendidos.

3.1.2 Modelos matemáticos de las membranas

Para que se produzca el paso de componentes a través de la membrana es necesario que haya una fuerza motriz que puede ser la temperatura, concentración o presión. En el caso de producción de tratamiento de agua y producción de UPW esta es la presión. Por lo general, existen dos métodos que describen la penetración del flujo a través de las membranas dependiendo de su morfología (Asad et al., 2020):

1. Modelo de membranas porosas: La separación de este tipo de membranas basa en el rechazo de partículas debido a que el tamaño de estas es mayor que el tamaño de los poros de la membrana. El *flux* de agua a través de la membrana puede describirse con la ley de Darcy.

$$J = A(p_f - p_p) = A\Delta p \quad (6)$$

Donde J es el *flux* volumétrico, A es la constante de permeabilidad, p_f es la presión de la corriente de alimentación, p_p es la presión de la corriente permeada y Δp la diferencia de presiones en la membrana. La constante de permeabilidad, A , es propia de cada membrana ya que depende de su morfología (porosidad, tortuosidad, distribución de tamaño

de poro...), por ello, se emplean aproximaciones para calcularla. La primera aproximación es la de Hagen-Poiseuille, esta supone que las estructuras internas son un conjunto de poros cilíndricos paralelos a través de la membrana igual de largos que el espesor de la membrana. Expresan el flujo como:

$$J = \frac{\varepsilon r^2}{8\varphi\tau} \frac{\Delta P}{\sigma} \quad (7)$$

Donde ε es la porosidad de la membrana, r tamaño medio de poro, φ la viscosidad de la alimentación, τ tortuosidad y σ es el espesor de la membrana. La segunda aproximación, de Kozeny-Carman, asume la estructura de la membrana como esferas cerradas empaquetadas:

$$J = \frac{\varepsilon^3}{K\varphi S^2(1-\varepsilon)^2} \frac{\Delta P}{\sigma} \quad (8)$$

Donde K es la constante de Kozeny-Carman, la cual es función de la tortuosidad y forma de los poros y S es la superficie interna.

2. Membranas densas: Sigue un modelo de solución-difusión, este modelo se emplea en NF y OI debido a que la separación no se produce por los poros (ya que propiamente no hay aquí) sino por difusión. Hoek y Elimelech propusieron un modelo en el que se tiene en cuenta la CP y el ensuciamiento para explicar la disminución de flux. En este modelo la resistencia en las membranas de NF/OI se puede dividir en tres: la resistencia de la propia membrana, la resistencia producida por la acumulación de la torta en la superficie de la membrana (ensuciamiento) y la acumulación de iones en la superficie de la membrana (CP). La [Ecuación 9](#) muestra el flux de agua permeada usando este modelo:

$$J = \frac{\Delta p - \Delta\pi}{\mu(R_m + R_c)} \quad (9)$$

Donde $\Delta\pi$ es la resistencia generada por el fenómeno de CP, μ es la viscosidad del fluido, R_m la resistencia hidrodinámica de la membrana y R_c la resistencia de la torta.

- Resistencia de la membrana: Es la resistencia que ofrece la membrana en ausencia de partículas que causen ensuciamiento o CP. Se puede determinar filtrando agua pura donde $\Delta\pi$ y R_c son 0 en la [Ecuación 9](#), determinando R_m como:

$$R_m = \frac{\Delta p}{J\mu} \quad (10)$$

- Resistencia de la torta: Una forma de determinarlo es mediante la determinación del flux a una determinada presión, en ausencia de iones ($\Delta\pi = 0$), y sustituir en la [Ecuación 9](#):

$$R_c = \frac{\Delta p}{J\mu} - R_m \quad (11)$$

- Resistencia por CP: La acumulación de iones en la superficie de la membrana genera una presión osmótica transmembranal ($\Delta\phi$) que hace reducir el valor de la presión transmembranal (Δp). El efecto de la presión osmótica transmembranal puede calcularse con la [Ecuación 9](#) utilizando agua salada ($R_c = 0$):

$$\Delta\phi = \Delta p - J\mu R_m \quad (12)$$

3.1.3 Materiales de membrana

Las propiedades de los materiales es una de las características que más influye en el rendimiento de las membranas de OI. Más concretamente es la estructura química de la membrana la que determina las propiedades del flux y rechazo en el sistema. En una membrana se busca que tenga un flux y rechazo elevados para poder tratar la mayor cantidad de agua posible, además de una buena durabilidad. Sin embargo, el flux y rechazo son exclusivas entre sí, al tener una de ellas alta la otra no puede.

Para OI se emplean dos tipos de membranas principalmente:

1. Acetato de celulosa (CA): Fueron las primeras membranas de OI que se comercializaron debido a que presentan un flux relativamente elevado debido a su delgadez, esto ayuda a reducir el tamaño y coste del sistema.

Una de las características más importantes de esta membrana es que se considera que no tiene carga, esto se debe a que gracias a su estructura, representada en la [Figura 13](#), no posee grupos funcionales cargados. Esta característica es útil a la hora de tratar polímeros cargados en el proceso, la neutralidad de carga ayuda a reducir el ensuciamiento por los polímeros cargados que puedan haber en la corriente de alimentación.

Las membranas de CA son capaces de trabajar hasta una temperatura de 35°C con un valor de pH de entre 4 y 6 ya que valores extremos de pH pueden causar hidrólisis en la membrana además de reducir el tiempo de vida de esta. La membrana es capaz de tolerar una cantidad de 1ppm de cloruros en su superficie en continuo lo cual es positivo ya que protege a la membrana del crecimiento microbiológico en esta el cual produce degradación en la membrana. Estas características pueden verse resumidas en la [Tabla 2](#).

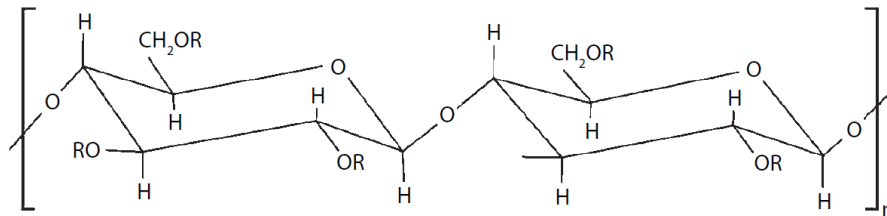


Figura 13: Estructura química del acetato de celulosa (Jane, 2015).

Propiedades	Membrana CA
Tipo de membrana	Asimétrica homogénea
Rechazo de sales (%)	~ 95
Rechazo de sílice (%)	~ 85
Rango pH	4-6
Presión alimentación	200-400 psi
Temperatura de trabajo	Hasta 35°C
Carga en la superficie	Neutral
Tolerancia al cloro	Hasta 1 ppm
Crecimiento biológico	Metaboliza en la membrana
Tolerancia al ensuciamiento	Buena
Rugosidad de la superficie	Lisa

Tabla 2: Características de la membrana CA (Jane, 2015).

2. Poliamida aromática: Hoy en día, las membranas de poliamida aromática totalmente aromáticas con entrecruzamiento son las más utilizadas en OI. Estas membranas se fabrican usando polimerización interfacial.

A diferencia de las membranas de CA las de poliamida aromática sí que presentan carga en la superficie y esta es negativa. Esto favorece el ensuciamiento ya que atrae a los polímeros catiónicos junto a otras especies catiónicas. Estas membranas tienen un alto grado de entrecruzamiento como se puede ver en la [Figura 14](#). Además, presentan una estructura rugosa que también favorece el fenómeno de ensuciamiento en la membrana.

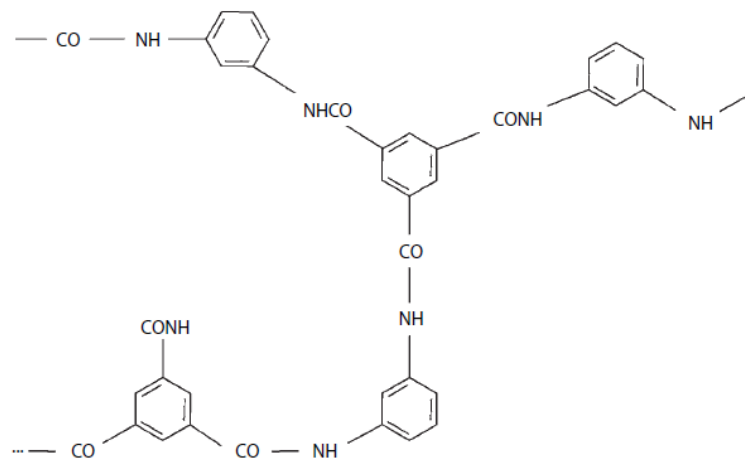


Figura 14: Estructura química de composite de poliamida aromática (Jane, 2015).

Las membranas de poliamida aromática tienen una menor tolerancia respecto a los compuestos clorados y que la presencia de estos aumentará el paso de sal disminuyendo el rechazo de la membrana. Esta membrana tiene una mayor resistencia térmica de hasta 45°C y un rango de pH mucho más amplio desde 2 a 11. La presión de operación también es sensiblemente menor que la de las membranas CA y el rechazo de sales y sílice es mayor también. Estas características pueden observarse en la [Tabla 3](#).

3.1.4 Módulos de membranas

En aplicaciones industriales las membranas se suelen configurar en forma de módulos los cuales permiten acumular grandes cantidades de área de membrana en volúmenes pequeños. Los módulos están compuestos por dos elementos, el contenedor a presión (conocido como tubo de presión) y un conjunto de membranas planas (conocido como elemento de membrana). Esto se realiza para disminuir el impacto económico de los sistemas de OI. Existen cuatro módulos básicos de OI en la industria: Placa y marco, tubular, enrollado en espiral y fibra hueca.

Propiedades	Membrana CA
Tipo de membrana	Asimétrica homogénea
Rechazo de sales (%)	~ 98
Rechazo de sílice (%)	~ 96
Rango pH	2-12
Presión alimentación	145-400 psi
Temperatura de trabajo	Hasta 45°C
Carga en la superficie	Negativa (aniónica)
Tolerancia al cloro	<0.02 ppm
Crecimiento biológico	Provoca ensuciamiento
Tolerancia al ensuciamiento	Suficiente
Rugosidad de la superficie	Rugosa

Tabla 3: Características de la membrana de poliamida aromática (Jane, 2015).

Módulo de placa y marco: Estos consisten en láminas planas de membrana de las cuales se hacen módulos, suelen ser dos membranas pegadas entre ellas por cada uno de los platos. Los platos se acumulan dentro del marco que actúa como soporte y se deja un espacio entre ellos para que estos no se peguen entre sí y que la alimentación pueda fluir entre los platos. Una representación de este tipo de configuración puede verse en la [Figura 15](#).

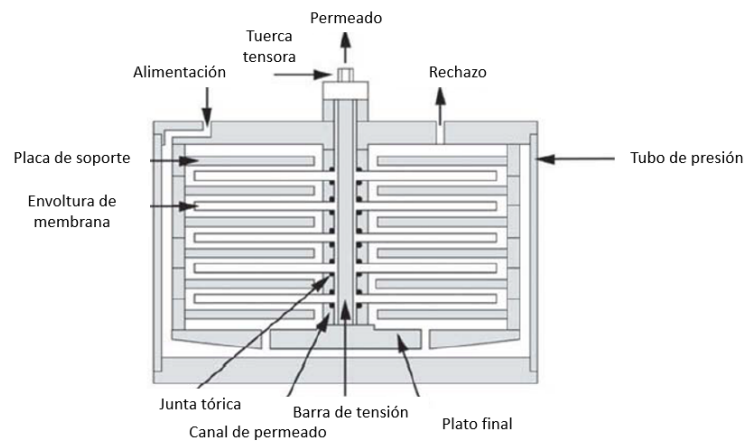


Figura 15: Módulo placa y marco (Jane, 2015).

Este tipo de módulos son caros por unidad de área de membrana pero fáciles de limpiar, es por eso que se emplean en aplicaciones con gran cantidad sólidos suspendidos, aunque estos tienden

a producir ensuciamiento en ellos debido a la existencia de áreas muertas, donde el flujo cruzado no es suficiente para que no se acumulen sólidos en la superficie.

Módulo tubular: Este tipo se emplea especialmente en aplicaciones con grandes cantidades de sólidos, como son las industria alimentaria o biológica. En la [Figura 16](#) se puede ver el diseño de esta configuración que guarda ciertas similitudes con un intercambiador de calor de tubos y carcasa. En este caso, por los tubos fluye la alimentación mientras que por la carcasa fluye el permeado.

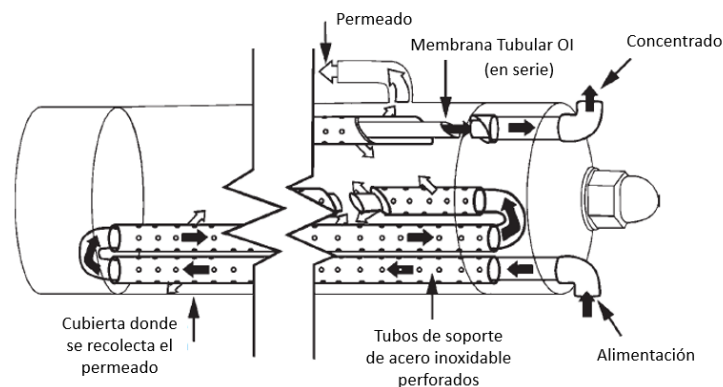


Figura 16: Módulo tubular (Adaptado de: Jane, 2015).

Estos módulos son también relativamente caros por unidad de área y son fáciles de limpiar. Además, se emplean más en UF y MF que en OI debido a la baja densidad de su empaque, y que en UF y MF se tratan corrientes con sólidos con mayor tamaño de partícula.

Enrollado en espiral: Estos son los módulos que se suelen emplear para OI a día de hoy. Se debe a que proporciona una gran densidad de membrana mayor que el módulo de placa y marco y el tubular. Puede verse una representación en la [Figura 17](#) donde se observa la construcción en espiral. La alimentación circula entra de forma tangencial a la superficie de las membranas y el rechazo sale por el lado opuesto del final del módulo respecto a la alimentación. El permeado, atraviesa las membranas de forma perpendicular y pasa al canal de permeado.

Este tipo de configuraciones son moderadamente caras de producir debido a su complejidad, aunque el precio por unidad de área de membrana es bajo. También presentan dificultad a la hora de la limpieza por la presencia de algunas zonas muertas.

Módulo de fibra hueca: Estos están formados por membranas con estructuras tubulares con pequeños diámetros de tubo con un diámetro exterior de alrededor de $85\mu m$ y un diámetro interno de $42\mu m$. A diferencia del módulo tubular, en estas membranas la alimentación circula por fuera

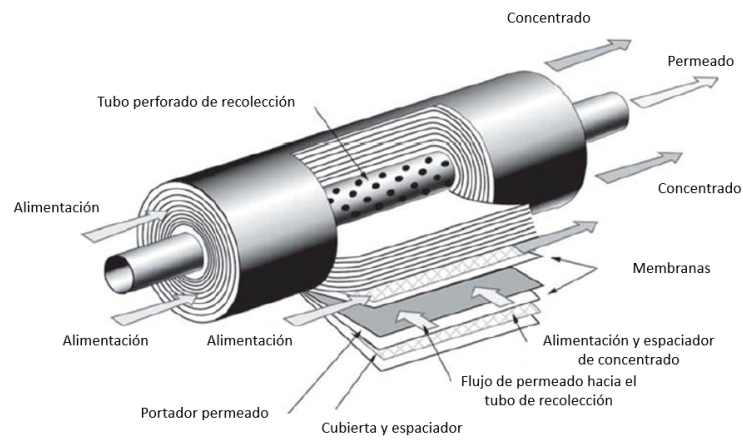


Figura 17: Módulo enrollado en espiral (Adaptado de: Jane, 2015).

de la membrana y es el permeado lo que circula por dentro de esta. Una representación de esta puede verse en la [Figura 18](#).

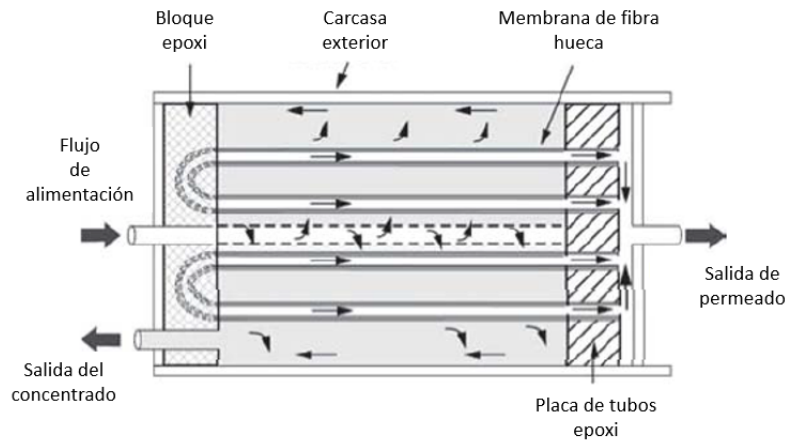


Figura 18: Módulo fibra hueca (Adaptado de: Jane, 2015).

Son baratos gracias a su alto valor de área de membrana por unidad de volumen y son relativamente difíciles de limpiar debido a la gran cantidad de áreas muertas. También tienen un alto valor de densidad de entre $492-4924 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

En la [Tabla 4](#) se puede observar una breve comparación entre las características de cada uno de los módulos que se emplean para la OI.

Propiedades	Placa y marco	Tubular	Enrollado en espiral	Fibra hueca
Densidad de empaque (m^2/m^3)	148-492	20-374	492-1247	492-4924
Potencial para ensuciamiento	Moderado	Bajo	Alto	Muy alto
Facilidad de limpieza	Buena	Excelente	Baja	Baja
Coste Facturación	Alto	Alto	Moderado	Bajo

Tabla 4: Comparación entre diferentes módulos de membrana OI (Jane, 2015).

3.1.5 Limpieza de membranas

Durante el funcionamiento del proceso de separación por membranas las partículas que no pasan por estas tienden a acumularse en la superficie de esta causando una disminución en el rendimiento del proceso debido al ensuciamiento de las membranas. Las membranas deben de limpiarse cuando el flujo de permeado disminuye entre un 10-15 % o cuando la diferencia de presión cae sobre un 15 % (Jane, 2015). Si no se realiza una limpieza de las membranas a tiempo puede ocurrir que el ensuciamiento sea irreversible y no se pueda eliminar. En la Figura 19 se compara el funcionamiento de una membrana de OI cuando se realizan limpiezas a tiempo y cuando estas se realizan tarde donde se ve un descenso en el flujo de permeado a pesar de realizar limpiezas en la membrana.

Con respecto a el protocolo a seguir en la limpieza de membranas cada fabricante tiene el suyo propio aunque se puede sacar un protocolo común al que después dependiendo de la membrana, el químico limpiador y el contaminante se puede ajustar:

1. Preparar la disolución de limpieza que necesita ajustarse al pH y temperatura adecuada.
2. Introducir la disolución preparada en cada una de las etapas por separado. Es importante que no se emplee en siguientes etapas para que las partículas que causan ensuciamiento en la primera etapa pasen a la segunda.
3. La disolución debe de encontrarse en recirculación para que las partículas no se vuelvan a depositar causando ensuciamiento de nuevo.
4. Mantener las membranas en remojo con la disolución durante un tiempo para que haya el tiempo necesario para que las partículas se disuelvan en la disolución.
5. Lavar las membranas con agua de alta calidad ya sea del permeado de las membranas o UPW para que el agua de alimentación no entre en contacto con las partículas y vuelva a haber ensuciamiento

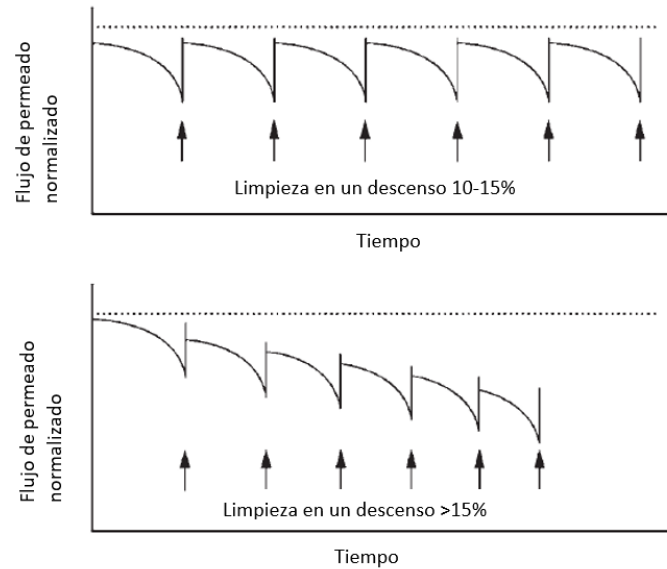


Figura 19: Comparación limpiezas de membranas realizadas antes de 15 % de reducción de rendimiento y antes después de 15 % (Adaptado de: Jane, 2015).

Para saber que químico emplear en la disolución para eliminar es necesario conocer cual es el contaminante que afecta al ensuciamiento de membrana, ya que si el ensuciamiento está siendo producido por carga orgánica es necesario emplear químicos de alto pH como sosa cáustica, mientras que si el ensuciamiento es debido a sales se debe de emplear químicos de bajo pH como el ácido cítrico o clorhídrico.

3.2 Fundamentos del intercambio iónico

El proceso de intercambio iónico se lleva a cabo dentro de una columna donde las resinas se encuentran en su interior. Dependiendo del objetivo de tratamiento del proceso dentro de la columna estará presente la resina iónica, la catiónica o ambas, una imagen de este tanque con ambas resinas en su interior se puede observar en la [Figura 20](#).

Respecto a las resinas de intercambio iónico tienen como columna vertebral el poliestireno y difieren en los grupos funcionales que tienen. Las resinas se encuentran como lecho en el módulo y estas actúan como medio para el intercambio iónico (Vagliasindi et al., 1998). Las resinas

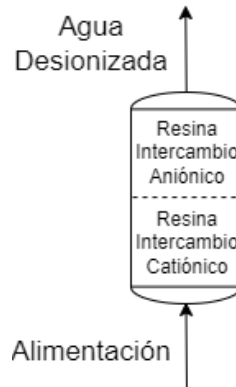
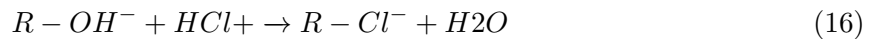


Figura 20: Boceto columna de intercambio iónico con resinas iónicas y catiónicas (Elaboración propia).

catiónicas reaccionan como se ve en la [Ecuación 14](#), la resina libera iones hidrógeno al medio.



Mientras que las resinas aniónicas reaccionan como se ve en la [Ecuación 16](#), es en este caso en donde se liberan iones hidróxido al medio por parte de la resina.



3.3 Regeneración de las resinas

Conforme las resinas van intercambiando con el agua a tratar iones se van agotando provocando que se vaya reduciendo el intercambio y empeorando la calidad del agua obtenida. Esto se produce debido a que quedan menos iones H^+ y OH^- con los que intercambiar. Es en este momento donde se debe de realizar una regeneración de las resinas para volver a aportarles los iones necesarios para el intercambio (Bennett, 2009).

Los principales pasos que se siguen en la regeneración de resinas de intercambio iónico son los siguientes:

1. Lavado a contracorriente haciendo que el agua desionizada pase por la parte superior de la columna para poder eliminar suciedad y residuos que hayan en la columna.

2. Se emplea la disolución con el compuesto químico a regenerar restaurando la resina a su forma inicial.
3. Después de la regeneración se realiza un enjuague para finalizar con la regeneración y eliminar los restos de disolución que hayan presentes.

Estos pasos de regeneración se deben de realizar dos veces, una para las resinas de intercambio aniónico y otra para las resinas de intercambio catiónico debido a que estas no tienen el mismo compuesto químico que las regenera.

4 Datos de operación

En relación a los datos de operación se definen diferentes parámetros necesarios para poder diseñar el proceso. Los parámetros son los siguientes:

4.1 Analítica del agua

Para conocer la analítica del agua, en primer lugar se debe de definir la ubicación de la planta de producción ya que se emplea agua de red como alimentación para el proceso. Es por ello, que se necesita definir primero la localización para conocer cual es la calidad del agua que se emplea, esta planta se ha ubicado en territorio español, más concretamente en la provincia de Barcelona. Este emplazamiento se define en base a la proximidad de la zona con la ciudad de Barcelona, que es una de las más grandes de España e importantes de Europa.

Las plantas de producción no suelen encontrarse ubicadas dentro de los grandes núcleos urbanos, sino que se encuentran distribuidas por localidades del extrarradio de estas metrópolis. La presente planta de producción se encuentra ubicada en la localidad de Mollet del Vallès que se localiza al norte de la ciudad de Barcelona tal y como se puede apreciar en la [Figura 21](#).



Figura 21: Ubicación de Mollet del Vallès

El proceso de producción de UPW se va a llevar a cabo en una empresa farmacéutica que realiza la fabricación de productos farmacéuticos cerca de la localidad. La empresa busca introduciendo

este proceso no necesitar adquirir UPW para la limpieza de columnas y en la fabricación de medicamentos.

La analítica del agua de la localidad seleccionada se puede encontrar digitalmente debido a que el ayuntamiento facilita esta información para el control sanitario de la red de aguas potables. Esta analítica se puede encontrar en los anexos la cual es del último trimestre del año 2021.

4.2 Flow Factor

El *flowfactor* es el grado de ensuciamiento de la membrana, este indica la pérdida de rendimiento que tiene la membrana durante su funcionamiento. Cuando este valor es de 1 quiere decir que la membrana no se ensucia y que no pierde rendimiento durante su vida de trabajo. Sin embargo, esto no es cierto ya que las membranas pierden anualmente producción y ven disminuida su selectividad.

Es por ello, que para el diseño se define que el *flowfactor* tenga un valor de 0.85. Este factor se puede comparar a un rendimiento donde la membrana va perdiendo sus propiedades con el tiempo. Por consecuencia, el diseño del sistema debe de funcionar mejor de lo esperado al principio de su uso y conforme pasan los años va empeorando.

4.3 Temperatura de operación

Para el diseño de la planta de producción se fija una temperatura en un ambiente controlado de 25°C para el proceso. En este caso el diseño no incluye un control de la temperatura pero esta afectaría de tal manera que a menor temperatura habría una menor producción debido a que la permeabilidad de las membranas baja. Este problema se puede solucionar aumentando la presión del alimento, pero, al hacerlo se aumenta el consumo energético y por lo tanto los costes.

Por otro lado, si la temperatura aumenta la producción aumenta debido a que la permeabilidad de las membranas aumenta. Por contra, una mayor cantidad de sales pasan por la membrana debido al efecto de transferencia de materia empeorando la calidad del producto.

4.4 Caudal de producción

Para el diseño se ha definido una producción de UPW de un valor de 10 m^3/h , o lo que es lo mismo 240 m^3/dia , que se emplea para diferentes aplicaciones en la planta como es en el uso de inyectables, empastillados o en la limpieza de material de laboratorio que hay en la planta. Con respecto al caudal de alimentación este aún no se conoce el valor debido a que se debe de

fijar la conversión de agua en el proceso de membranas para conocer el rechazo que va a haber y conocer en el proceso de intercambio iónico cuanta agua se va a emplear para regenerar.

5 Diseño del proceso

Para el modelado del sistema tanto de OI y de resinas de intercambio iónico se emplea el software Water Application Value Engine (Wave) especializado principalmente en las tecnologías de UF, OI y resinas de intercambio iónico. Este software se emplea para el diseño y simulación del funcionamiento de sistemas de tratamiento de agua.

Primeramente, se definen en el programa cuales son las operaciones que se van a emplear en el proceso como se puede ver en la [Figura 22](#). Estas se encuentran en la parte derecha y se selecciona la tecnología de OI como método de desmineralización y como método de afino se selecciona el icono de IXMB (lecho mixto con resinas de intercambio iónico).

Con respecto a no añadir pretratamiento se debe a que primero se procede a diseñar las membranas para conocer cuales son los problemas que aparecen (ensuciamiento o concentración por polarización) y determinar que pretratamientos solucionarían estos problemas.

En esta primera interfaz también se define cual es el tipo de agua que se emplea como alimentación para el sistema. El software da libertad para elegir entre agua desmineralizada, municipal, de pozo, superficiales, de mar o residuales aunque esta opción no se va a emplear debido a que se va a introducir la analítica del agua donde se ubica el proceso.

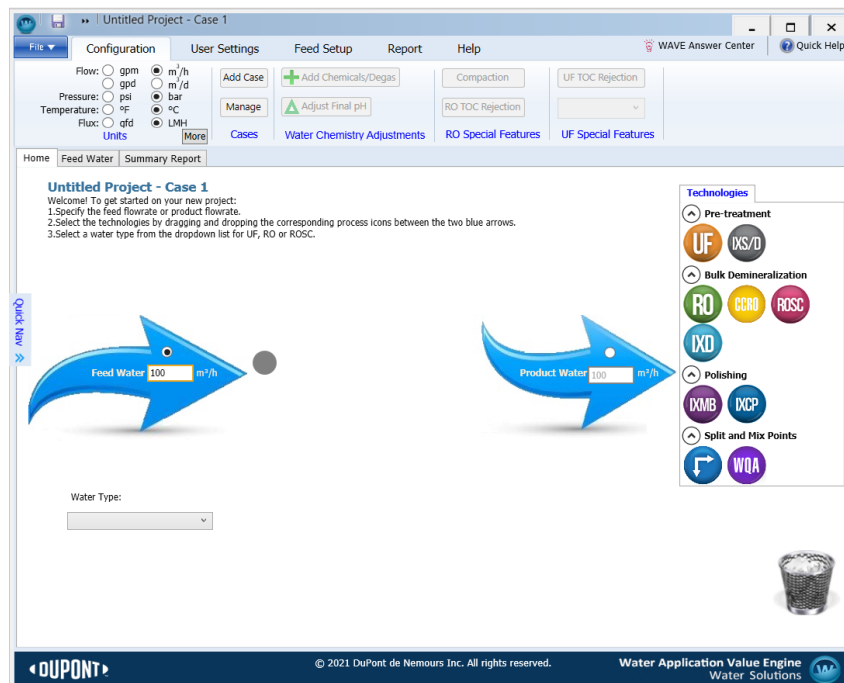


Figura 22: Interfaz de inicio del software WAVE.

Una vez se completan requerimientos de la primera interfaz se puede pasar con la segunda interfaz correspondiente con la alimentación [Figura 23](#). En esta interfaz se cumplimentan las concentraciones de la corriente en forma de aniones, cationes y neutrones, además de los contenidos en sólidos. El programa dispone de una librería de analíticas con diferentes tipos de agua junto a sus concentraciones cuando se selecciona la operativa de Librería de Aguas, o también la opción de rellenar de forma manual las sustancias iónicas presentes en la corriente.

Una vez se han introducido los valores de las diferentes especies iónicas se define el tipo de agua en municipal y el subtipo que aparece referido al Índice de densidad de sedimentación (SDI) el cual se pone en < 5 debido a que en agua de red hay baja cantidad de sólidos en suspensión.

Por otro lado, también se pueden añadir los datos de temperatura y de pH que tiene la corriente. Con respecto a la temperatura, se insertan tres valores que son la temperatura mínima, de diseño y la máxima que se definen como 10, 25 y 40°C.

Por último, para pasar a la siguiente interfaz es necesario que el balance de cargas sea menor a un valor de 10^{-5} meq/L . En el caso de que utilizando la analítica el balance de cargas sea mayor al límite este valor se puede ajustar con la funcionalidad de ajuste de cationes, aniones o todos los iones que aporta el software y que hace de manera automática cuando se selecciona.

Figure 23 shows the WAVE software interface for configuring feed water characteristics. The main configuration area is titled "Feed Water - Stream 1". It includes sections for "Feed Parameters" (Water Type: Municipal Water, Water Sub-type: SDI < 5), "Solid Content" (Turbidity: 0.20 NTU, TSS: 0.00 mg/L, SDI: 0.00), "Temperature" (Minimum: 10.0 °C, Design: 25.0 °C, Maximum: 40.0 °C), and "Organic Content" (Organics (TOC): 1.20 mg/L). Below these are three tables for Cations, Anions, and Neutrals, each with columns for Symbol, mg/L, ppm CaCO₃, and meq/L. The Cations table lists NH₄, K, Na, Mg, Ca, Sr, and Ba. The Anions table lists CO₃, HCO₃, NO₃, Cl, F, SO₄, PO₄, and Br. The Neutrals table lists SiO₂, B, and CO₂. At the bottom, summary statistics are provided: Total Dissolved Solids: 371.607 mg/L, Total Dissolved Solutes: 378.272 mg/L, Total ppm CaCO₃: 259.908, Charge Balance: 0.000001 meq/L, and Estimated Conductivity: 549.15 µS/cm.

Figura 23: Interfaz del software WAVE donde se insertan las características de la corriente.

Una vez se definen los requerimientos tanto de inicio como del agua de alimentación, se procede

con los requerimientos de la unidad de OI. Esta interfaz se puede apreciar en la [Figura 24](#). En esta interfaz se pueden modificar en la unidad la configuración de los tubos mediante el número de etapas, grado de ensuciamiento (*flowfactor*), la temperatura o el *pass permeate backpressure*.

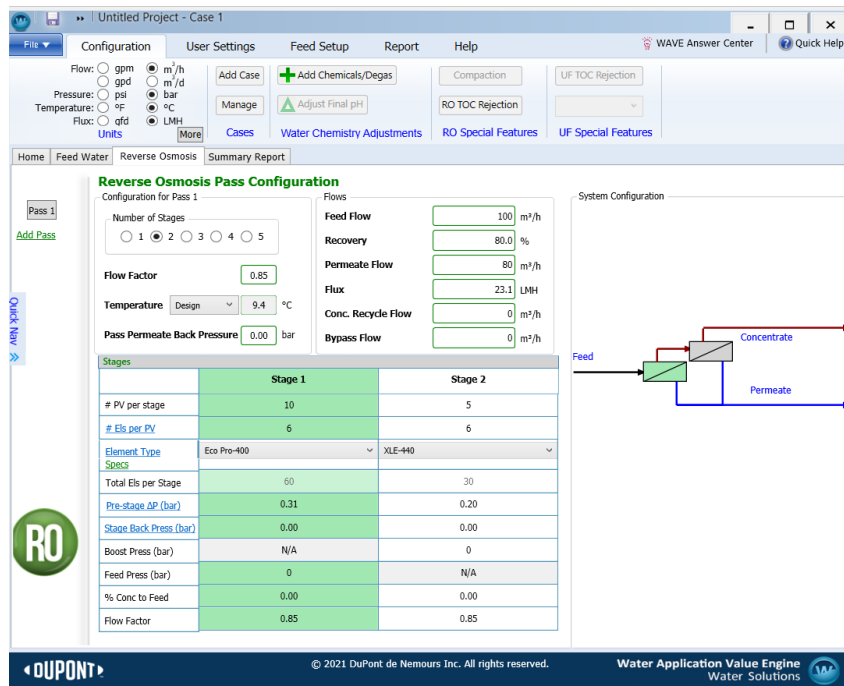


Figura 24: Interfaz del software WAVE donde se definen los requerimientos de la unidad de OI.

Por otro lado, se muestran diferentes parámetros del flujo como son el flujo de alimentación, *recovery*, flujo de permeado, *flux*, flujo de concentrado de recirculación y el flujo de *bypass*.

De misma manera, se muestran los parámetros de cada etapa que se ha seleccionado previamente. En estas etapas se define el número de tubos que hay por etapa, el número de elementos por cada paso y el tipo de membrana que se emplea en cada etapa.

5.1 Dimensionamiento de la unidad de OI

5.1.1 Selección de membrana

Para la selección de la membrana se elige una del catálogo que presenta DUPONT en el software de WAVE. La selección de la membrana se realiza en el software en la interfaz de Ósmosis Inversa en la funcionalidad de tipo de elemento. Para observar las especificaciones de cada una de las membranas es necesario seleccionar en *Specs*.

Las especificaciones de cada una de las membranas disponibles pueden verse en la [Figura 25](#) donde aparecen todas ellas. Para seleccionar la membrana adecuada en primer lugar se descartan las de NF debido a que no generan el rechazo suficiente para producir UPW.

De las membranas quedantes se descartan las membranas de diámetro de 8 pulgadas debido a que se emplean para producciones más grandes que la que se realiza en este proyecto, de igual manera, se descartan las membranas de 2.5 pulgadas ya que estas se emplean en aplicaciones de menor producción. Es por ello, que se selecciona una membrana con diámetro de 4 pulgadas, en concreto, se selecciona la membrana BW30-4040.

Element	Active Area	Pressure	Flow	Rejection(%)	Conc. (ppm)	Salt	Recovery (%)	Diameter
BW30-365	365 (33.9)	225 (15.5)	9,500 (36)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-400	400 (37)	225 (15.5)	10,500 (40)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-400/34	400 (37)	225 (15.5)	10,500 (40)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-400/34i	400 (37)	225 (15.5)	10,500 (40)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-440 (obsolete)	440 (40.9)	225 (15.5)	11,500 (43.5)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-440i (obsolete)	440 (40.9)	225 (15.5)	11,500 (43.5)	99.5	2000	NaCl	15	8
BW30-4040	78 (7.2)	225 (15.5)	2,400 (9.1)	99.5	2000	NaCl	15	4
BW30-2540	28 (2.6)	225 (15.5)	1000 (3.8)	98	2000	NaCl	15	2.5
Seamaxx™-440	440 (40.9)	800 (55.2)	17,000 (64.3)	99.70	32000	NaCl	8	8
Seamaxx™-440i	440(40.9)	800 (55.2)	17,000(64.3)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30XFR-400/34i	400 (37.2)	800 (55.2)	7500(28.4)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XFR-400/34	400 (37.2)	800 (55.2)	7500(28.4)	99.8	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-400	400 (37.2)	800 (55.2)	9,000 (34.1)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-400i (obsolete)	400 (37.2)	800 (55.2)	9,000 (34.1)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-440	440 (40.9)	800 (55.2)	9,900 (37.5)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30XLE-440i	440 (40.9)	800 (55.2)	9,900 (37.5)	99.80	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-400 (obsolete)	400 (37.2)	800 (55.2)	11,000 (41.6)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30ULE-400i (obsolete)	400 (37.2)	800 (55.2)	11,000 (41.6)	99.7	32000	NaCl	8	8
SW30ULF-440 (obsolete)	440 (40.9)	800 (55.2)	12,000 (45.4)	99.70	32000	NaCl	8	8

Active Area units: square feet (square meter)
 Pressure units: psi (bar)
 Flow units: gallons per day (cubic meters per day)
 Double-click on a row above to select the appropriate product

Figura 25: Interfaz del software WAVE donde se definen las características del sistema de OI.

Esta membrana es un estándar de la industria para el funcionamiento fiable y la producción de agua de alta calidad en aplicaciones industriales. Tiene un rechazo de sales del 99.5% y es de poliamida. Con respecto a las condiciones de trabajo es capaz de trabajar hasta una temperatura de 45°C, una presión de 41 bares, un rango de pH entre 2 y 11, y una tolerancia al cloro libre de 0.1 ppm.

5.1.2 Número de etapas

Una vez conocida la membrana que se va a emplear para las simulaciones se procede con la determinación del número de etapas que van a ser necesarias para el proceso. Se realiza una comparación entre diversas etapas fijando una conversión del 85 %, se fija este valor de conversión ya que es elevado y para este proceso se debe de emplear una elevada conversión puesto que el agua que se emplea como alimentación es agua de red la cual ya ha sido pretratada en la red municipal.

Con respecto al *flux*, que es el flujo de agua por unidad de membrana, se fija un valor aproximado 22 LMH ($\frac{L}{h*m^2}$) en cada uno de los casos que es un valor que se fija arbitrariamente. Este valor sirve para poder calcular el número de etapas y de tubos de la unidad de membranas ya que varía en función de estos. A mayor número de etapas y tubos menor es el valor del *flux*.

En primer lugar, se realiza la simulación con dos etapas del sistema, donde se configuran en la primera etapa 6 tubos y en la segunda 3, manteniendo en cada una de ellas 6 tubos para tener el *flux* establecido, la configuración se puede ver en la [Figura 26](#). Una vez se realiza la simulación se observa en el informe del programa que no se puede alcanzar la conversión deseada puesto que aparecen algunos problemas que se dividen en dos tipos; el primero, es que el flujo de concentrado no llega al mínimo exigido por el fabricante, y el otro, que la conversión en varios elementos es superior al valor máximo que exige el fabricante por lo que tener dos etapas no es factible.

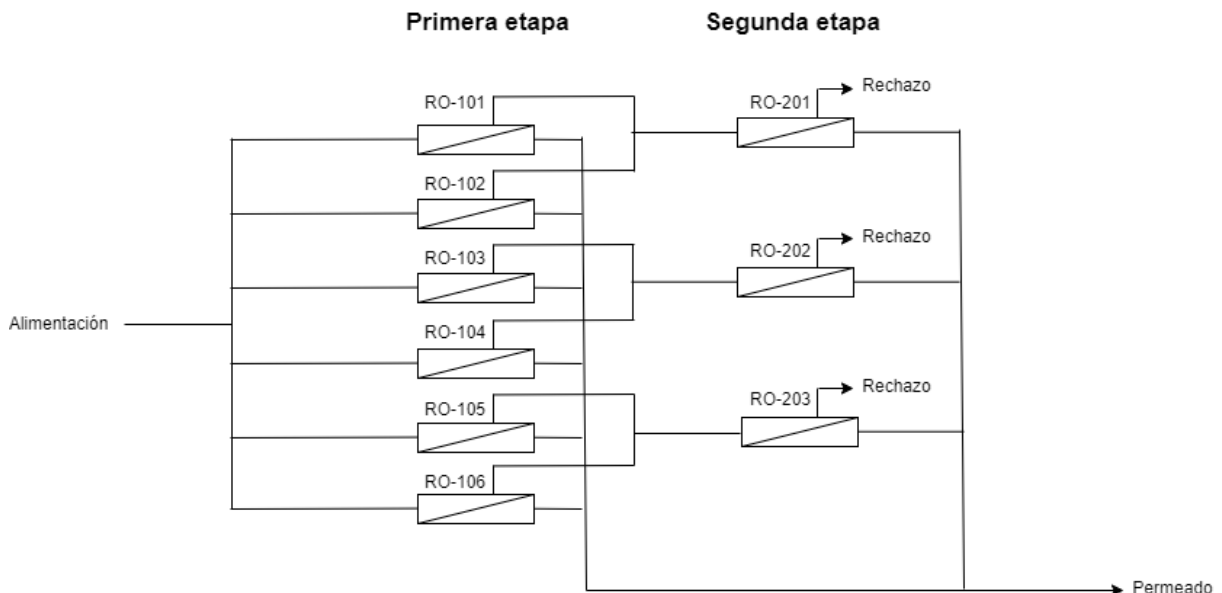


Figura 26: Esquema del proceso de membrana en dos etapas (Elaboración propia).

Seguidamente, se realiza la simulación del sistema con tres etapas, estas se configuran como se puede observar en la [Figura 27](#) donde la primera etapa tiene 6 tubos, la segunda etapa tiene 3 tubos y la última de ellas tiene 2 tubos manteniendo todas las etapas 6 elementos por paso para mantener un flux de 22 LMH.

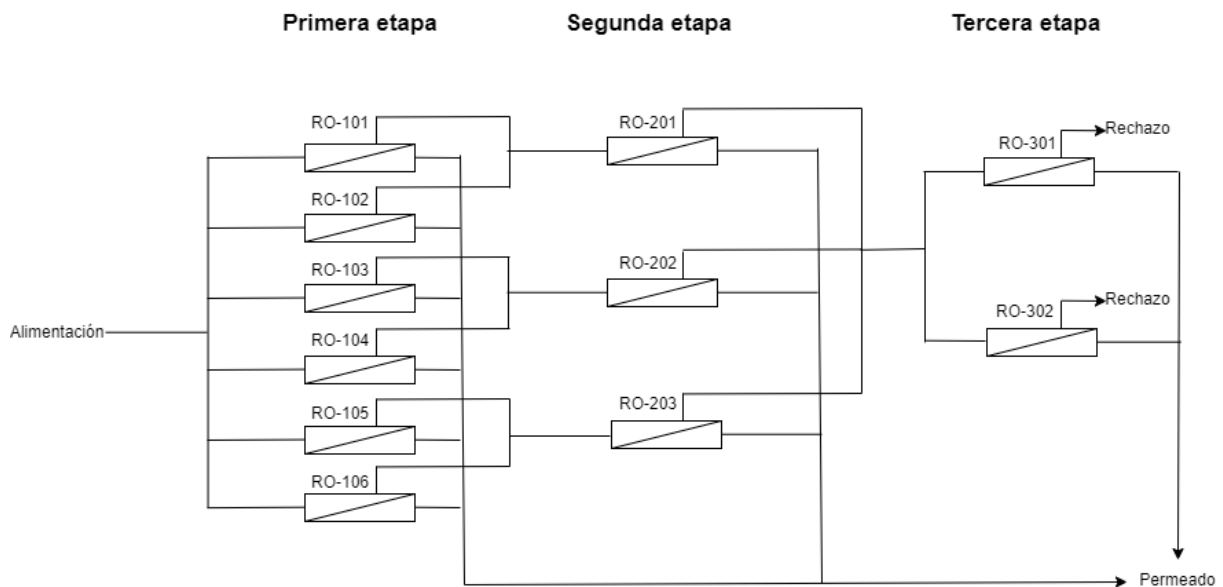


Figura 27: Esquema del proceso de membrana en tres etapas (Elaboración propia).

Los resultados de esta simulación fueron correctos y no presentaron ningún error de diseño, por lo que es posible alcanzar esta conversión con un sistema de tres etapas sin problema.

Por último, se realiza una simulación del sistema con cuatro etapas en total, la configuración de esta se puede observar en la [Figura 28](#) donde la primera etapa tiene 6 tubos, la segunda etapa 3, la tercera 2 y la cuarta tan sólo 1. En esta configuración la primera etapa tiene 5 elementos por cada paso y el resto de etapas presenta 6 elementos por etapas. El hecho de que las etapas no tengan el mismo número de elementos en cada una se debe a tratar de fijar el flux en un valor cercano a 22 donde al tener un mayor número de etapas y es necesario un menor número de elementos.

Los resultados de la simulación de 4 etapas fueron correctos y no hubo ningún tipo de error en el diseño por lo que esta configuración puede emplearse para obtener UPW con una conversión del 85 %.

Una vez realizadas todas las simulaciones se puede concluir que el sistema de dos etapas no es adecuado debido a que no es capaz de obtener conversiones altas. Mientras tanto, los sistemas de tres y cuatro etapas sí que se demuestran capaces de cumplir con las altas conversiones que

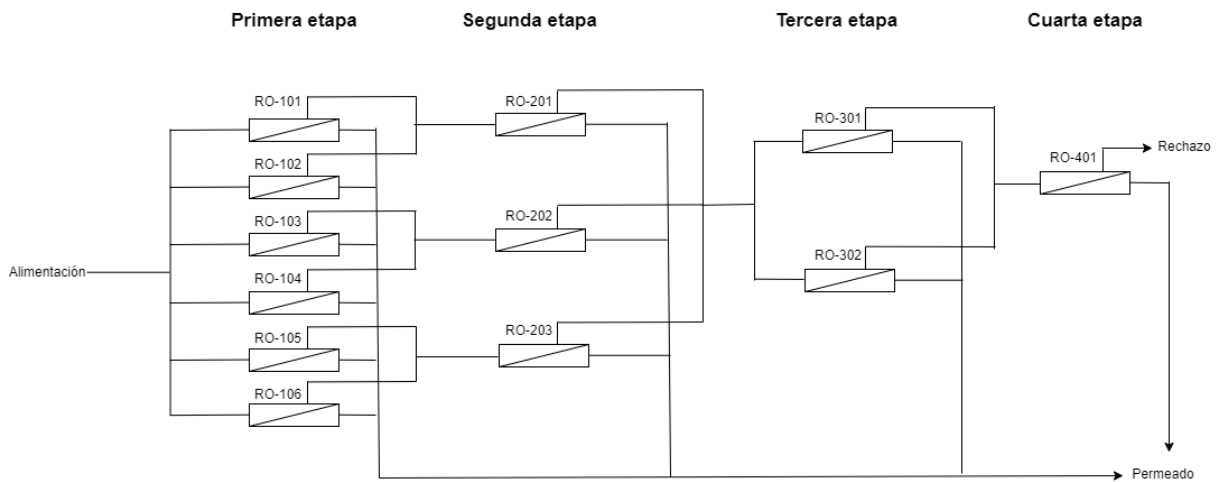


Figura 28: Esquema del proceso de membrana en cuatro etapas (Elaboración propia).

se demandan en esta operación.

A la hora de elegir entre tres y cuatro etapas se observa en el informe que presenta el propio en el apartado energético, en este se puede observar en la [Figura 29](#). Se observa que con tres etapas se consume una menor cantidad de energía y de electricidad, lo cual al final repercute en los costes ya que no es necesaria tanta cantidad de energía para la producción de UPW.

Peak Power	(kW)	3.5	3.7
Energy	(kWh/d)	85.0	88.1
Electricity Unit Cost	(\$/kWh)	0.0900	0.0900
Electricity Cost	(\$/d)	7.7	7.9
Specific Energy	(kWh/m ³)	0.34	0.36

Figura 29: Comparación energética entre tres (parte izquierda) y cuatro (parte derecha) etapas.

Aparte del motivo energético es importante tener en cuenta que a mayor número de etapas hay también una mayor área de membrana por lo que la inversión que se realiza aumenta en función de el número de etapas que se especifican. Por lo tanto, debido a los parámetros energéticos y de área de membrana es más conveniente decantarse por un sistema con tres etapas ya que es menor el coste tanto de inversión como de operatividad de la unidad de membranas.

5.1.3 Configuración de tubos y elementos

Una vez realizado el análisis de número de etapas se procede con el análisis para conocer la configuración de tubos por etapa y el número de elementos por tubos que va a ser necesarios para el sistema. El parámetro que se emplea para ajustar este número de tubos y de elementos es el flux del sistema.

En el anterior análisis se ha empleado un flux fijado de 22 LMH por lo que se toma ese valor de referencia y se modifica el valor un 20 % para observar cual es el efecto que tiene incrementar o disminuir el flux en el sistema.

Por otro lado, se definen tres etapas en el sistema debido a que en el anterior punto se ha observado que es la configuración idónea para el sistema. Además, se fija la conversión del 85 % como en el apartado anterior y manteniendo el caudal de permeado en $10.3 \text{ m}^3/h$.

Una cosa a tener en cuenta es la distribución del número de tubos por cada una de las etapas. Al tener más de una etapa debe de seguir una estructura piramidal conforme se avanzan con las etapas el número de tubos va disminuyendo normalmente a la mitad, aunque dependiendo del caso se puede añadir o eliminar algún tubo. El hecho de disminuir el número de tubos se debe a que en las siguientes etapas se emplea el concentrado de las anteriores, por lo que hay un menor caudal de agua y es necesaria menos área de membrana.

En primer lugar, se realiza la simulación con un flux establecido de 22 LMH. En esta primera simulación se realiza una configuración de tubos de 8 la primera etapa, 4 la segunda y 2 la tercera siguiendo la relación 2:1. Con respecto al número de elementos se configuran para obtener el flux que se ha definido. La configuración se puede observar en la [Figura 30](#).

Stages			
	Stage 1	Stage 2	Stage 3
# PV per stage	8	4	2
# Els per PV	5	4	4
Element Type	BW30-4040	BW30-4040	BW30-4040
Specs			
Total Els per Stage	40	16	8

Figura 30: Configuración 8/4/2 con flux de 22 LMH

Una vez se realiza la simulación de esta configuración se observa en el *report* generado los errores que pueden haber aparecido en el diseño de la unidad de OI. En este caso, aparecen los errores de la [Figura 31](#) en la que se pueden apreciar varios errores, estos debido a que en los elementos

la conversión propia de ellos excede el máximo definido por el fabricante y a que el flujo de concentrado en uno de los elementos es menor al mínimo establecido.

RO Design Warnings

Design Warning	Limit	Value	Pass	Stage	Element	Product
Concentrate Flow Rate < Minimum Limit (m³/h)	0.68	0.66	1	1	5	BW30-4040
Element Recovery > Maximum Limit (%)	15.0	17.0	1	1	4	BW30-4040
Element Recovery > Maximum Limit (%)	15.0	20.1	1	1	5	BW30-4040
Element Recovery > Maximum Limit (%)	15.0	16.8	1	2	4	BW30-4040

Figura 31: Errores de diseño con configuración 8/4/2 con flux de 22 LMH

Estos errores se deben a que hay demasiados elementos y demasiada área de membrana por lo que no se pueden cumplir las especificaciones mínimas para el correcto funcionamiento. Para resolver esto, se plantea una configuración diferente de tubos por etapas y elementos por etapas en la que haya una menor área de membrana para observar si ya no aparecen los errores. La configuración del sistema se plantea de tal modo que tenga 6 tubos en la primera etapa, 3 en la segunda y dos en la tercera, y para mantener un flux de alrededor de 22 se configuran 6 elementos por cada uno de los tubos. La configuración resultante se puede observar en la [Figura 32](#).

Stages			
	Stage 1	Stage 2	Stage 3
# PV per stage	6	3	2
# Els per PV	6	6	6
Element Type	BW30-4040	BW30-4040	BW30-4040
Specs			
Total Els per Stage	36	18	12

Figura 32: Diseño con configuración 6/3/2 con flux de 22 LMH

Al realizar esta simulación en el informe del software no aparece ningún error con respecto al diseño de la unidad de OI por lo que se plantea como una opción viable esta configuración.

Para la siguiente simulación se incrementa el *flux* alrededor de un 20 % para observar diferentes configuraciones de tubos y elementos para conocer hasta donde se puede llevar el sistema, este nuevo valor es de aproximadamente 26 LMH. Con respecto a la configuración de tubos se continúa con la de 6 tubos la primera etapa, 3 la segunda y 2 la tercera, modificando el número de elementos a 5 en cada paso para poder obtener más *flux*, esta configuración se puede observar a continuación en la [Figura 33](#).

Stages			
	Stage 1	Stage 2	Stage 3
# PV per stage	6	3	2
# Els per PV	5	5	5
Element Type	BW30-4040	BW30-4040	BW30-4040
Specs			
Total Els per Stage	30	15	10

Figura 33: Diseño con configuración 6/3/2 con flux de 26 LMH

Al realizar la simulación de la configuración previa aparece un error que se puede ver en la [Figura 34](#), este se debe a que la conversión de uno de los elementos supera el máximo recomendado por el fabricante por lo que esta configuración no es adecuada. Posteriormente, se busca una nueva configuración que sea apta para este *flux* pero no se ha encontrado ninguna en la que no aparezca el mismo error aún reduciendo el área de membrana. Por lo tanto, tener un *flux* de 26 LMH no es adecuado para el sistema con las condiciones que se han definido.

RO Design Warnings

Design Warning	Limit	Value	Pass	Stage	Element	Product
Element Recovery > Maximum Limit (%)	15.0	16.5	1	1	5	BW30-4040

Figura 34: Errores de diseño con configuración 6/3/2 con flux de 26 LMH

Por último, se modifica el *flux* disminuyendo su valor hasta un valor aproximado de 17 LMH para estudiar más configuraciones posibles. Para esta simulación, se sigue con la misma configuración de 6 tubos en la primera etapa, 3 en la segunda y dos en la última etapa. Con respecto a los elementos por etapa estos se modifican para obtener el valor de flux deseado quedando 7 elementos en la primera etapa, 8 en la segunda y 8 en la tercera y última etapa. La configuración de esta simulación se puede observar en la [Figura 35](#).

Al realizar esta simulación en el informe que presenta el software no indica que haya ningún error en el diseño de la unidad de OI con el flux que se ha empleado. Por lo tanto, esta es una configuración que es válida para poder ser empleada.

Finalmente, se procede al análisis de las diferentes opciones posibles de *flux* para conocer cuál de las configuraciones emplear. Las opciones plausibles que han quedado son la que tiene un valor de *flux* de 22 LMH que presenta la configuración de la [Figura 32](#) y la que tiene un valor de *flux* de 17 con la configuración de la [Figura 35](#).

Stages			
	Stage 1	Stage 2	Stage 3
# PV per stage	6	3	2
# Els per PV	7	8	8
Element Type	BW30-4040	BW30-4040	BW30-4040
Specs			
Total Els per Stage	42	24	16

Figura 35: Diseño con configuración 6/3/2 con flux de 17 LMH

En primer lugar, la configuración que tiene un menor valor de *flux* presenta una mayor área de membrana, con un valor de 594 m^2 por los 478 m^2 que presenta la opción de *flux* 22 LMH, por lo que se requiere una mayor inversión a la hora de adquirir un mayor número de membranas. Por otro lado, al fijar un menor valor de *flux* y mantener una conversión fija la concentración del producto en el permeado empeora incrementando la concentración de los iones parámetro que va en contra del objetivo de producir UPW ya que se quiere la menor concentración posible. En cambio, cuando se disminuye el *flux* el gasto energético es menor debido a que la presión que se aplica en la alimentación es menor a cuando se incrementa el *flux* donde es necesario aplicar una mayor presión.

Observando las diferentes ventajas e inconvenientes de los dos casos mencionados se decide que la mejor configuración para la unidad es la de la Figura 32 que tiene una configuración de 6/3/2 en tubos de presión y que presenta 6 elementos en cada uno de los tubos.

5.1.4 Conversión

El siguiente parámetro a analizar es la conversión ya que hasta ahora se había fijado una elevada conversión del 85 % en la unidad de OI. Durante este análisis se reduce e incrementa la conversión para conocer cuáles son los efectos que tiene sobre la unidad de OI. Para ello, se mantienen los parámetros que se han fijado anteriormente como son el número de etapas y la configuración con respecto al número de tubos por etapa y el número de elementos por tubos que se puede observar en la Figura 32. Además, se continúa teniendo como caudal de permeado los $10.3\text{ m}^3/h$ como en las anteriores simulaciones.

Para este análisis se realizan tres simulaciones; una primera con una conversión más baja del 80 %, posteriormente una segunda simulación del 85 % y por último se realiza una simulación con la conversión lo más alta posible que permite la configuración que se ha diseñado sin que

aparezcan errores de diseño para conocer si la máxima conversión es adecuada para el sistema, que en este caso tiene un valor del 86 %.

Se realizan las tres simulaciones correspondientes y en la [Figura 36](#) se puede observar una comparación de diferentes parámetros de cada uno de los casos donde destacan en especial dos de ellos. En primer lugar, se observa recuadrado en rojo los sólidos en suspensión (TDS) del permeado donde a una mayor conversión hay una mayor concentración de TDS habiendo una diferencia de 5.78 mg/L en una conversión del 80 % a un TDS de 6.73 mg/L cuando la conversión es del 86 %, esto es debido a que cuando se incrementa la conversión (mientras se mantiene la presión de alimentación constante) se aumenta la presión osmótica del sistema y, como el *flux* se encuentra fijado lo que ocurre es que el rechazo de sales disminuye dejando pasar una mayor concentración de estas.

Por otro lado, se encuentra también recuadrado la energía específica de la unidad, este parámetro es la cantidad de energía necesaria por el sistema para obtener 1 m^3 de permeado. En este sentido, se observa que a una mayor conversión es necesaria una menor cantidad de energía, ya que se observa que para una conversión del 80 % la energía específica tiene un valor de $0.37 \text{ (kWh/m}^3\text{)}$, en la conversión del 85 % un valor de $0.35 \text{ (kWh/m}^3\text{)}$ y en la conversión del 86 % un valor de $0.34 \text{ (kWh/m}^3\text{)}$. Esto se debe a que la presión de alimentación se mantiene constante pero a mayor conversión mayor cantidad de permeado se obtiene, por lo que la energía necesaria para producir 1 m^3 es menor a mayor conversión.

	Conversión 85%	Conversión 80%	Conversión 86%
Pass	Pass 1	Pass 1	Pass 1
Stream Name	Stream 1	Stream 1	Stream 1
Water Type	Municipal Water (SDI < 5)	Municipal Water (SDI < 5)	Municipal Water (SDI < 5)
Number of Elements	66	66	66
Total Active Area (m ²)	478	478	478
Feed Flow per Pass (m ³ /h)	12.1	12.9	12.0
Feed TDS* (mg/L)	371.8	371.8	371.8
Feed Pressure (bar)	8.5	8.6	8.5
Flow Factor Per Stage	0.85, 0.85, 0.85	0.85, 0.85, 0.85	0.85, 0.85, 0.85
Permeate Flow per Pass (m ³ /h)	10.3	10.3	10.3
Pass Average flux (LMH)	21.5	21.5	21.5
Permeate TDS* (mg/L)	6.46	5.78	6.63
Pass Recovery	85.1 %	79.8 %	85.8 %
Average NDP (bar)	6.1	6.1	6.1
Specific Energy (kWh/m ³)	0.35	0.37	0.34
Temperature (°C)	25.0	25.0	25.0
pH	7.7	7.7	7.7
Chemical Dose	-	-	-
RO System Recovery	85.0 %	80.0 %	86.0 %
Net RO System Recovery	85.0%	80.0%	86.0%

Figura 36: Comparativa entre las diversas conversiones del 85 % , 80 % y 86 %

Finalmente, se decide escoger como conversión para la unidad de OI el valor de 86 %, esto se debe principalmente a que, a pesar de que la cantidad de TDS es superior esta no representa una diferencia sustancial con la conversión del 85 %. Se descarta la opción del 80 % debido a que aunque su calidad de agua es mejor no se aprovecha la suficiente cantidad de agua ya que partiendo de una agua de red que tiene bajo contenido de TDS de cada 5 m³ de agua 1 m³ sería concentrado y a que su energía específica es mayor.

5.1.5 Pretratamiento

Una vez se ha definido ya los parámetros de diseño de la unidad de OI y no aparece ningún tipo de error en el diseño de esta, se procede a definir el ajuste de componentes químicos en el sistema para su correcto funcionamiento. Para ello, en el informe del *software* se indica si hay presencia de errores de solubilidad que pueden afectar a la estabilidad de la membrana y que se puedan producir ensuciamiento y/o incrustación. En la [Figura 37](#) se pueden observar los diferentes errores que aparecen para la unidad diseñada.

En primer lugar, aparece como error índice de saturación de Langelier (LSI), este se define como una unidad de medida donde indica la agresividad del agua, cuando su valor es mayor a 0 indica que hay riesgo de incrustaciones en la membrana, este parámetro se mide con respecto al carbonato cálcico (CaCO₃). En segundo lugar, aparece que la saturación de fluoruro de calcio (CaF₂) que cuando es superior al 100 % indica riesgo de precipitación del compuesto en la membrana produciendo ensuciamiento e incrustación en ella. Por último, el sistema aconseja añadir antiescalantes para añadir al sistema y evitar el efecto de incrustación en el sistema.

RO Solubility Warnings

Warning	Pass No
Langelier Saturation Index > 0	1
CaF ₂ (% saturation) > 100	1
Anti-scalants may be required. Consult your anti-scalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.	1

Figura 37: Errores de solubilidad en la unidad de OI diseñada

Es por esto, que se decide añadir agentes químicos que eviten problemas que puedan ocurrir en la membrana. En primer lugar, el LSI se puede corregir mediante una corrección de pH fijándolo en uno más ácido debido a que la precipitación en las sales es dependiente del pH por lo que al reducir el pH se reduce la precipitación eliminando este problema. Para esto, se escoge entre las opciones que presenta el software que son ácido clorhídrico (HCl) y ácido sulfúrico (H₂SO₄). En este caso se emplea H₂SO₄ debido a que los cloruros son más difíciles de eliminar de la corriente y son perjudiciales para la membrana.

Por otro lado, se añaden antiescalantes en el sistema ya que el propio software lo sugiere. En este caso el sistema sólo permite la adición del hexametáfosfato de sodio ($Na_6P_6O_{18}$) donde la cantidad a añadir se encuentra limitada a un total de 5 mg/L .

Por último, se decide añadir un eliminador de cloro, ya que los cloruros afectan de manera negativa a la membrana debido a que la que se emplea está fabricada de poliamida aromática, y este la degrada químicamente por lo que es importante la adición de un eliminador. Las opciones que proporciona el software es el de metabisulfito sódico ($Na_2S_2O_5$) cuya cantidad que se puede añadir también se encuentra limitada a 5 mg/L .

Finalmente, se aplica como pretratamiento un ajuste de pH hasta 5,5 para solucionar el LSI disminuyendo la precipitación de sales, se añaden 5 mg/L de antiincrustante y 3 mg/L de eliminador de cloro. El resultado de este ajuste químico se puede observar en la [Figura 38](#) donde se observa como en la corriente de alimentación el LSI y el índice de Stiff & Davis era superior a lo recomendado y que tras el ajuste de pH el valor pasa a ser negativo y se mantiene en la corriente de concentrado. Por otro lado, se observa que la saturación de CaF_2 es superior al 100% con lo que provoca riesgo de incrustación, este problema no se puede resolver con el software debido a que la dosis de antiincrustante se encuentra limitada y se ha añadido ya la máxima de 5 mg/L . Como solución se debe de incrementar esta dosis de antiincrustante aunque en el mismo programa no se puede aumentar por la limitación.

5.2 Dimensionamiento de la unidad de resinas de intercambio iónico

Para el dimensionamiento de la unidad de intercambio iónico lo primero que se hace es fijar la calidad del producto que se busca, en este caso para producir UPW las concentraciones mínimas se encuentran definidas en la [Tabla 1](#). En la interfaz de calidad del producto se fijan para la calidad del efluente la conductividad en un valor medio de $0.12\ \mu S/cm^2$ que se encuentra lejano al valor mínimo establecido por la farmacopea europea, además de fijar la concentración media de SiO_2 en 0,01 ppm y la eliminación de orgánicos en un 10% que sugiere el software y que no es necesario aumentar debido a que la carga orgánica de la corriente ya es baja.

5.2.1 Elección de tanque y sistema de regeneración

Desde el software aparecen diversas opciones para la elección del tipo de tanque donde se encuentran las resinas de intercambio iónico. Al tratarse de un tratamiento de afino se emplean dos tipos de resinas; las resinas catiónicas de ácido fuerte (SAC) y resinas aniónicas de base fuerte (SBA). Los diferentes tipos de distribución de resinas se dividen en:

- [SAC SBA]: Tanto la resina catiónica como la aniónica se encuentran en el mismo reci-

RO Chemical Adjustments

	Pass 1 Feed before pH Adjust	Pass 1 Feed After pH Decrease	RO 1 st Pass Conc
pH	7.7	5.5	6.2
Langelier Saturation Index	0.16	-2.85	-0.51
Stiff & Davis Stability Index	0.85	-2.20	-0.58
TDS* (mg/l)	371.6	341.4	2,394
Ionic Strength (molal)	0.01	0.01	0.06
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	171.7	26.59	182.2
CO ₂ (mg/l)	4.73	110.0	110.2
CO ₃ ⁻² (mg/L)	0.71	0.00	0.05
CaSO ₄ (% saturation)	0.85	2.6	64.6
BaSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% saturation)	1.5	1.3	123.2
SiO ₂ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% saturation)	0.00	0.00	0.00

Figura 38: Adición de componentes químicos para mejorar la solubilidad en la unidad de OI

piente formando un lecho mixto.

- [*SAC* | *SBA*]: En este caso las resinas se encuentran separadas en compartimentos haciendo que estas no se encuentren en contacto entre ellas.

Para este proyecto se elige la distribución [*SAC* | *SBA*] debido a que al encontrarse las resinas separadas esto facilita la regeneración de las resinas con respecto a que se encuentren en el mismo compartimento.

Posteriormente, se elige el sistema de regeneración de estas membranas donde el software únicamente muestra la opción de Amberpack por lo que se elige esta opción. Amberpack funciona de manera que emplea flujo ascendente durante los ciclos de servicio y en flujo descendente para la regeneración de las resinas. En la [Figura 39](#) se puede observar el diagrama del tanque donde se pueden observar los dos compartimentos de las resinas claramente diferenciados entre ellos junto a la corriente de alimentación y de producto.

Por último se designan las condiciones de regeneración para las resinas. Para la resina catiónica se define que el regenerante es el ácido clorhídrico (HCl) donde se mantiene la dosis de concentración que sugiere el software de un 4% de concentración en agua desmineralizada. Por otro lado, como regenerante para la resina aniónica se emplea hidróxido de sodio (NaOH) que es la única

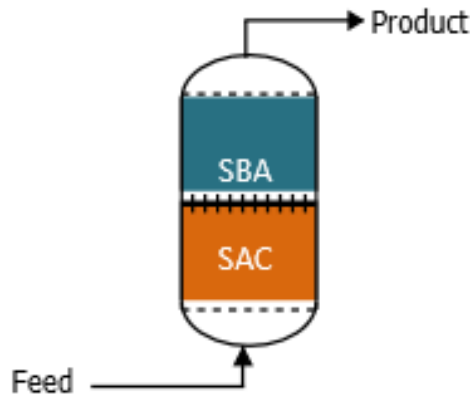


Figura 39: Diagrama del tanque de intercambio iónico (Software WAVE)

opción en el software con la concentración que sugiere el software del 3% empleando agua desmineralizada también. Estas condiciones pueden verse definidas en la [Figura 40](#).

5.2.2 Selección de resinas

El siguiente paso es el de seleccionar las resinas SAC y SBA adecuadas para el sistema propuesto. Lo primero que se hace es definir los grupos iónicos que se intercambian con las resinas donde se eligen iones hidrógeno (H^+) e hidróxido (OH^-) debido a que si se eligen otros grupos iónicos estos serían impurezas en el agua y sería contraproducente para el objetivo de UPW.

Para la selección de las resinas se procede a mirar en la ficha técnica de las resinas para conocer por medio del fabricante cuales son las resinas aniónicas y catiónicas más adecuadas para el proceso que se lleva a cabo. En primer lugar, se procede con las membranas catiónicas que sugiere el programa WAVE que son las siguientes:

- **AmberLite HPR1200 H:** esta resina se emplea para aplicaciones industriales de desmineralización cuando se requiere un alto rendimiento y una alta efectividad en relación al coste.
- **AmberLite HPR1300 H:** esta resina se emplea tanto como tratamiento de pulido en agua condensada para la generación de electricidad como en aplicaciones industriales de desmineralización cuando se requiere un equilibrio entre el rendimiento operativo, sencillez de operación, larga vida de resina y alta efectividad en relación al coste.
- **AmberLite HPR1600 H :** resina que se emplea específicamente para su uso en lechos

Regeneration Conditions

Cation Resin Conditions

Regenerant:
HCl (32)
H₂SO₄(98)

Temperature: 25.0 °C Design

Concentration: Dose Fraction:

Step 1: 4 % 100 %

Step 2: 0 % 0 %

Step 3: 0 % 0 %

Service Water
Backwash Regen
 Feed Water
 Demineralized Water

Anion Resin Conditions

Regenerant:
NaOH (50)

Temperature: 25.0 °C Design

Concentration: Dose Fraction:

Step 1: 3 % 100 %

Step 2: 0 % 0 %

Step 3: 0 % 0 %

Service Water
Backwash Regen
 Feed Water
 Demineralized Water

Figura 40: Definición de las condiciones de regeneración de las resinas de intercambio iónico

mixtos de pulido de condensados nucleares cuando se requiere la máxima pureza de la resina y la calidad del agua.

- **AmberLite HPR252 H** : esta resina está diseñada para el uso de agua condensada en lechos mixtos en aplicaciones nucleares donde es necesaria una alta calidad de agua y una alta pureza en la resina. Esta resina es especialmente adecuada para operaciones a altas temperaturas.
- **AmberLite HPR2800 H** : resina que se utiliza especialmente en agua condensada en el tratamiento de pulido en la generación de electricidad junto a aplicaciones industriales de desmineralización donde se necesita una combinación de estabilidad física y una operación simple y fiable. Esta resina es compatible con todos los sistemas además de poder emplearse en cualquier configuración de lecho.
- **AmberLite HPR2900 H** : esta resina se emplea en aplicaciones de desmineralización en sistemas industriales donde es necesaria una combinación de estabilidad física, operación simple y fiable, y una larga vida de resina.
- **AmberLite HPR650 H** : esta resina de intercambio catiónico es una resina de alta calidad que es de alta capacidad además de poseer un tamaño de partícula uniforme que está diseñada como tratamiento de pulido en el condensado de agua para aplicaciones nucleares en lechos mixtos.

Una vez listadas todas las resinas catiónicas y sus principales aplicaciones se decide que las principales resinas para este proyecto son AmberLite HPR1200 H, AmberLite HPR2800 H y AmberLite HPR2900 H debido a que las otras se emplean para otras aplicaciones o, en el caso de AmberLite HPR252 H se emplea para altas temperaturas.

En el caso de las resinas de intercambio aniónico WAVE sugiere las siguientes:

- **AmberLite HPR4200 OH**: resina que se emplea en aplicaciones de desmineralización industrial cuando se requiere un alto rendimiento, agua de alta pureza y se requiera un funcionamiento rentable. Las propiedades químicas y el tamaño de las partículas de la resina son equilibradas para combinar una excelente capacidad operativa con una baja caída de presión, al tiempo que se reduce el uso de regenerante químico y agua de lavado. Esta resina puede ser empleada en cualquier tipo de lecho dependiendo de las necesidades de desmineralización.
- **AmberLite HPR4700 OH**: diseñada específicamente para su uso en agua condensada para el pulido en centrales eléctricas de combustibles fósiles y aplicaciones de aplicaciones

de desmineralización industrial cuando se requiere un equilibrio entre el rendimiento operativo, un funcionamiento sencillo, una larga vida útil de la resina y un funcionamiento económico.

- **AmberLite HPR4800 OH:** resina de alta calidad que se emplea en aplicaciones de desmineralización industrial cuando se requiere un alto rendimiento, agua de alta pureza y un funcionamiento rentable. Las propiedades químicas y el tamaño de las partículas de la resina están optimizadas para ayudar a producir excelente capacidad operativa a la vez que se reduce el uso de regenerante químico y agua de enjuague.
- **AmberLite HPR550 OH:** Esta resina está diseñada específicamente para su uso en lechos mixtos de pulido de condensados nucleares cuando se requiere la más alta pureza de la resina y la calidad del agua.
- **AmberLite HPR9000 OH:** resina que se emplea diseñada específicamente para su uso en lechos mixtos de pulido de condensados nucleares y otros lechos mixtos regenerables cuando se requiere la máxima pureza de la resina y la calidad del agua.

Listadas las posibles opciones de resinas aniónicas que proporciona el *software* WAVE se seleccionan como las más adecuadas las AmberLite HPR4200 OH, HPR4700 OH y HPR4800 OH debido a que se emplean para aplicaciones de desmineralización sin importar el lecho, mientras que las otras opciones son diseñadas para aplicaciones nucleares o de lecho mixto.

Para conocer cuales son las resinas más adecuadas para el sistema se compara cada una de las resinas catiónicas con las resinas aniónicas, y de la mejor combinación de cada una de las resina catiónica se comparan entre ellas. En estas simulaciones se fija una configuración de un tren de resinas en funcionamiento y otro en *standby*, además de la frecuencia de regeneración de resinas mediante el parámetro de velocidad específica con un valor de 20 volúmenes de lecho por hora (BV/h), con este dato el software calcula el tiempo de ciclo. Este valor es el resultado del caudal dividido por el volumen de lecho.

En la [Tabla 5](#) se observa la comparación de la resina catiónica AmberLite HPR1200 H con las diferentes resinas aniónicas. De esta comparación se puede descartar la resina HPR4800 OH debido a que presenta las mismas propiedades que la resina HPR4200 OH a excepción de la caída de presión que se produce en el tanque.

Entre las resinas HPR4200 OH y HPR4700 OH la más adecuada es la primera debido a que aunque esta presenta un mayor coste de químicos y un ligero descenso de conversión de agua, además de presentar una caída de presión menor con respecto a la HPR4700 OH.

Propiedades	HPR4200 OH	HPR4700 OH	HPR4800 OH
Tiempo de operación (<i>h</i>)	9,65	9,95	9,65
Conversión Agua (%)	96,10	96,22	96,10
Altura tanque (<i>m</i>)	5,44	5,432	5,44
Δ Presión (bar)	2,38	2,74	2,62
Coste químico (\$/ <i>dia</i>)	50,31	48,74	50,33
Diámetro tanque (mm)	550	550	550

Tabla 5: Comparación de combinación de resinas aniónicas con la resina AmberLite HPR1200 H.

Seguidamente, se comparan las resinas aniónicas con la resina catiónica AmberLite HPR2800 H para conocer cual de todas presenta mejores propiedades con esta. Los resultados se pueden apreciar en la [Tabla 6](#) donde la resina HPR4800 OH se descarta como opción debido a que presenta las mismas propiedades que la HPR4200 OH pero con una caída de presión superior.

De las resinas HPR4200 OH y HPR4700 OH se decide que la resina aniónica más adecuada para la resina catiónica HPR2800 H es la HPR4200 OH, ya que esta presenta la menor caída de presión a pesar de presentar una ligera menor conversión de agua y un mayor coste de químicos.

Propiedades	HPR4200 OH	HPR4700 OH	HPR4800 OH
Tiempo de operación (<i>h</i>)	9,65	9,95	9,65
Conversión Agua (%)	96,11	96,22	96,11
Altura tanque (<i>m</i>)	5,413	5,409	5,413
Δ Presión (bar)	1,94	2,30	2,18
Coste químico (\$/ <i>dia</i>)	50,28	48,73	50,29
Diámetro tanque (mm)	550	550	550

Tabla 6: Comparación de combinación de resinas aniónicas con la resina AmberLite HPR2800 H.

Más tarde, se comparan las resinas aniónicas junto a la resina catiónica AmberLite HPR2900 H cuyos resultados de las simulaciones se pueden observar en la [Tabla 7](#). Se decide que la resina aniónica más adecuada es la HPR4200 OH otra vez debido a que es la que menor caída de presión presenta de las tres a pesar de contar con menor conversión y mayor coste químico que

respecto a la resina 4700 OH.

Propiedades	HPR4200 OH	HPR4700 OH	HPR4800 OH
Tiempo de operación (<i>h</i>)	9,65	9,95	9,65
Conversión Agua (%)	96,11	96,22	96,11
Altura tanque (<i>m</i>)	5,344	5,336	5,344
Δ Presión (bar)	2,44	2,8	2,68
Coste químico ($\$/dia$)	50,32	48,73	50,32
Diámetro tanque (mm)	550	550	550

Tabla 7: Comparación de combinación de resinas aniónicas con la resina AmberLite HPR2900 H.

Por último, se hace una comparación entre las resinas catiónicas con sus respectivas resinas aniónicas que mejores propiedades se han obtenido. Esta comparación puede observarse en la [Tabla 8](#). En esta comparación se observa que todos los parámetros tienen valores prácticamente iguales a excepción de la caída de presión donde la combinación de la resina catiónica Amberlite HPR2800 junto a la resina aniónica HPR4200 OH presentan el menor valor de entre todas las posibilidades, por lo que es esta combinación de resinas la que se selecciona como más adecuada para continuar con el diseño del proyecto.

Propiedades	HPR1200 H con HPR4200 OH	HPR2800 H con HPR4200 OH	HPR2900 H con HPR4200 OH
Tiempo de operación (<i>h</i>)	9,65	9,65	9,65
Conversión Agua (%)	96,1	96,11	96,11
Altura tanque (<i>m</i>)	5,44	5,413	5,344
Δ Presión (bar)	2,38	1,94	2,44
Coste químico ($\$/dia$)	50,31	50,28	50,32
Diámetro tanque (mm)	550	550	550

Tabla 8: Comparación entre las resinas catiónicas junto a las resinas aniónicas seleccionadas.

5.2.3 Número de trenes

Una vez se ha seleccionado la resina aniónica y la resina catiónica se procede a estudiar la configuración de trenes para conocer cual es con la que se obtiene mejores parámetros. Debido a que el proceso se lleva a cabo en continuo además de los trenes que se encuentren en funcionamiento deben de haber trenes en *standby*, los cuales tienen la función de sustituir a los trenes en funcionamiento cuando se les agota las resina y para que puedan producir su regeneración.

Para ello, se hacen diferentes simulaciones con diferentes números de trenes que se encuentran en funcionamiento donde se pueda observar la evolución de estos, y con respecto al número de trenes en *standby* se deja en 1 y el programa lanza un *warning* en los resultados en caso de ser necesario un mayor número de estos.

Todos estos datos se pueden observar en la [Tabla 9](#) donde se observa que en diferentes parámetros como son el tiempo de operación, la conversión de agua, altura de tanque y la caída de presión, conforme se aumenta el número de trenes hasta llegar a 4 trenes donde los valores empiezan a aumentar. Conforme al coste de los químicos ocurre lo contrario de que es mayor hasta 3 trenes y vuelve a disminuir después, esto se debe a que es inversamente proporcional al tiempo de operación ya que cuanto mayor es el tiempo de operación se necesita hacer menos veces el tratamiento de regeneración de las resinas. Por último, se observa que el diámetro del tanque disminuye a mayor número de trenes.

Propiedades	1 tren	2 trenes	3 trenes	4 trenes	5 trenes
Tiempo de operación (<i>h</i>)	9,65	9,63	9,48	9,55	9,72
Conversión Agua (%)	96,11	96,09	96,03	96,05	96,12
Altura tanque (<i>m</i>)	5,413	5,243	4,624	4,809	5,65
Δ Presión (bar)	1,94	1,82	1,45	1,55	2,1
Coste químico (\$/día)	50,28	50,51	51,32	51,10	50,13
Diámetro tanque (mm)	550	400	350	300	250

Tabla 9: Comparación entre diferentes configuraciones de trenes en funcionamiento.

Además de las propiedades mostradas en las simulaciones para 4 y 5 trenes aparece un error de insuficiente número de trenes en *standby* como se puede observar en la [Figura 41](#). Este error se soluciona incrementando el número de trenes en *standby* por el mínimo que indica el programa siendo en ambos casos 2 trenes de *standby* necesarios.

De entre las posibilidades estudiadas se decide que la configuración de trenes más adecuadas es la de 3 trenes debido a que es la que menor altura de tanque y caída de presión sufre en

IX Design Warnings

Design Warning	Limit	Estimate	Resin
Number of regeneration trains < Min	2	1	System

Figura 41: Error de falta de trenes en *standby*

comparación con las otras opciones. Se elige esta opción a pesar de ser la que mayor coste químico presenta debido a que la diferencia con las demás es escasa y se prioriza la caída de presión respecto a estas propiedades. También se podría plantear la elección de 4 trenes debido a que tiene unas propiedades similares, aunque se debería añadir un tren adicional por lo que se descarta esta opción.

5.2.4 Velocidad específica

Una vez se han seleccionado las resinas de intercambio iónico y el número de trenes se procede a estudiar el efecto que tiene la velocidad específica, que como se ha definido anteriormente es el caudal por volumen de lecho, en los diferentes parámetros en la unidad de resinas de intercambio iónico. Para ello, se realizan diversas simulaciones (con las resinas y el número de trenes que se han seleccionado) donde se comparan las propiedades en una tabla como se ha hecho en los apartados previos.

Para el desarrollo de las simulaciones se seleccionan las velocidades de 15 BV/h (el mínimo que deja el sistema), 20 BV/h (el valor con el que se han realizado las simulaciones hasta ahora), 30 BV/h, 40 BV/h, 50 BV/h y 60 BV/h (el máximo posible del software).

En la [Tabla 10](#) se pueden observar los resultados que se han obtenido de cada una de las simulaciones. En primer lugar, se observa como el tiempo de operación va disminuyendo conforme la velocidad específica aumenta ya que se consume con mayor rapidez la resina. De igual manera, el diámetro del tanque va disminuyendo a la vez que se aumenta la velocidad específica.

En relación a otros parámetros como la conversión de agua o altura del tanque se observa como el valor va decreciendo hasta la simulación de la velocidad 50 BV/h. Una cosa similar ocurre con la caída de presión donde va aumentando hasta que en la velocidad de 40 BV/h se reduce y a continuación vuelve a aumentar, y con el coste químico este va aumentando hasta que en la velocidad de 50 BV/h se reduce.

Con respecto a las simulaciones de velocidad específica de 30 BV/h y 40 BV/h aparece un aviso de que es necesario incorporar como mínimo dos trenes en *standby*. Por parte de las simulaciones de velocidad específica de 50 BV/h y 60 BV/h aparecen diversos errores como que el valor de

Velocidad (BV/h)	15	20	30	40	50	60
Tiempo de operación (<i>h</i>)	12,62	9,48	6,23	4,51	3,70	3,00
Conversión Agua (%)	96,03	96,03	95,98	95,81	95,91	95,79
Altura tanque (<i>m</i>)	4,658	4,624	4,259	3,242	3,797	3,193
Δ Presión (bar)	1,14	1,45	1,86	1,47	2,54	2,17
Coste químico (\$/día)	51,36	51,32	51,98	54,29	52,94	54,52
Diámetro tanque (mm)	400	350	300	300	250	250

Tabla 10: Comparación entre diferentes velocidades específicas

la velocidad de carga es superior al máximo (en la resina aniónica y en la catiónica también) y el número de trenes de regeneración en *standby* que aumenta su valor mínimo hasta 3.

El número de trenes en *standby* va aumentando conforme aumenta la velocidad específica debido a que se reduce el tiempo de funcionamiento de cada tren de resina, y el valor del número de trenes mínimos en *standby* se calcula como el tiempo de funcionamiento dividido por el tiempo de regeneración.

Vistos los resultados de la [Tabla 10](#) los mejores resultados se obtienen en el margen de entre una velocidad específica de 30 BV/h y 50 BV/h por lo que se realizan nuevas simulaciones para ajustar el valor de la velocidad lo máximo posible al valor donde se obtengan mejores resultados. Los resultados de estas nuevas simulaciones pueden verse en la [Tabla 11](#) donde se comparan las simulaciones con velocidad específica de 35 BV/h, 40 BV/h y 45 BV/h. No se incluye el valor de 50 BV/h debido a que ya se ha realizado previamente su simulación y aparecían varios errores. Tampoco se incluye el valor de 30 BV/h debido a que de la [Tabla 10](#) se extrae la conclusión de que no es la mejor opción.

De las simulaciones realizadas en la [Tabla 11](#) se elige como más adecuada la velocidad específica de 45 BV/h debido a que es la que presenta menor altura de tanque y una menor caída de presión dentro de este. Además, el número de columnas necesarias para esta velocidad es de 6 ya que son necesarios el mismo número de tanques en funcionamiento que en regeneración.

En conclusión, se decide elegir que la velocidad específica más adecuada es la de 45 BV/h debido a que presenta los mejores parámetros en comparación a las otras simulaciones que se han realizado.

Velocidad (BV/h)	35	40	45
Tiempo de operación (<i>h</i>)	5,26	4,51	3,93
Conversión Agua (%)	95,89	95,81	95,75
Altura tanque (<i>m</i>)	3,683	3,242	2,878
Δ Presión (bar)	1,64	1,47	1,33
Coste químico (\$/día)	53,13	54,24	55,11
Diámetro tanque (mm)	300	300	300

Tabla 11: Comparación más aproximada entre diferentes velocidades específicas

5.3 Dimensionamiento del tanque de almacenamiento de agua ultrapura

Una vez se ha diseñado la unidad de resinas de intercambio iónico se procede con el dimensionamiento de un tanque donde poder almacenar el agua producida. En este caso el volumen de agua que se desea que almacene el tanque es el correspondiente a un turno de trabajo (8 horas). Por lo que el volumen del tanque se calcula dividiendo la producción diaria entre tres como se observa en la ecuación.

$$V_{\text{tank}} = \frac{240 \text{ m}^3/\text{día}}{3 \text{ turno}/\text{día}} = 80 \text{ m}^3/\text{turno} \quad (17)$$

Para evitar la contaminación del agua el tanque diseñado es a presión y se emplea nitrógeno como gas inerte para que la presión dentro del tanque sea positiva. El volumen máximo de líquido en un tanque a presión es del 80% por lo que el restante 20% debe de ser del gas inerte. Por lo tanto, el volumen del tanque de almacenamiento debe de ser 100 m^3 para almacenar tanto el agua como el gas inerte.

5.4 Diagrama de flujo

Una vez se ha realizado el dimensionamiento de los principales equipos que hay en el proceso se realiza un diagrama de flujo más detallado. En la [Figura 42](#) se puede observar el diagrama de flujo de la unidad de membranas diseñada junto a su sistema de limpieza, mientras que, en la [Figura 43](#) se puede observar el diagrama de flujo correspondiente a la unidad de intercambio iónico diseñada junto a su correspondiente sistema de limpieza, la unidad de tratamiento UV y el sistema de recirculación del agua ultrapura. En la [Tabla 12](#) se explican las abreviaturas que se emplean en los diagramas.

Abreviación	Significado
DR	Depósito regulador
BC	Bomba centrífuga
OI	Tubo de presión con membranas de ósmosis inversa
RR	Columnas de resinas iónicas
UV	Unidad tratamiento ultravioleta
FS	Caudalímetro
TS	Sensor de temperatura
SN	Sensor de nivel
P	Manómetro
CS	Conductímetro
VT	Válvula tres vías
VA	Válvula antiretorno
VR	Válvula reguladora de presión
VP	Válvula manual
VL	Válvula línea de limpieza

Tabla 12: Significado abreviaciones del diagrama de flujo

En la [Figura 42](#) se observa la estructura piramidal que se ha propuesto durante la fase de diseño del proceso en el software WAVE de 6 tubos de presión durante la primera etapa, 3 en la segunda y dos en la última. Además, se observan las unidades dosificadoras de antiincrustante, decolorificador y regulador de pH necesarios para el correcto funcionamiento de las membranas. Por otra parte, se ha añadido un sistema de limpieza de membranas para eliminar las incrustaciones que puedan haber presentes. Por último, el caudal de rechazo se dirige a un tanque regulador de residuos de la empresa.

En la [Figura 43](#) se observa la segunda parte del diagrama de flujo en la que se encuentra comprendido el sistema de intercambio iónico mediante resinas donde se sigue la configuración propuesta en la fase de diseño de 3 tanques de intercambio iónico en funcionamiento y 3 en *standby*. Además de ello, en la imagen se encuentra la unidad de tratamiento UV junto al sistema de recirculación de UPW. Por último, también se ha diseñado el sistema de regeneración para las resinas de intercambio iónico donde el agua empleada se vierte a un tanque regulador de residuos de la empresa.

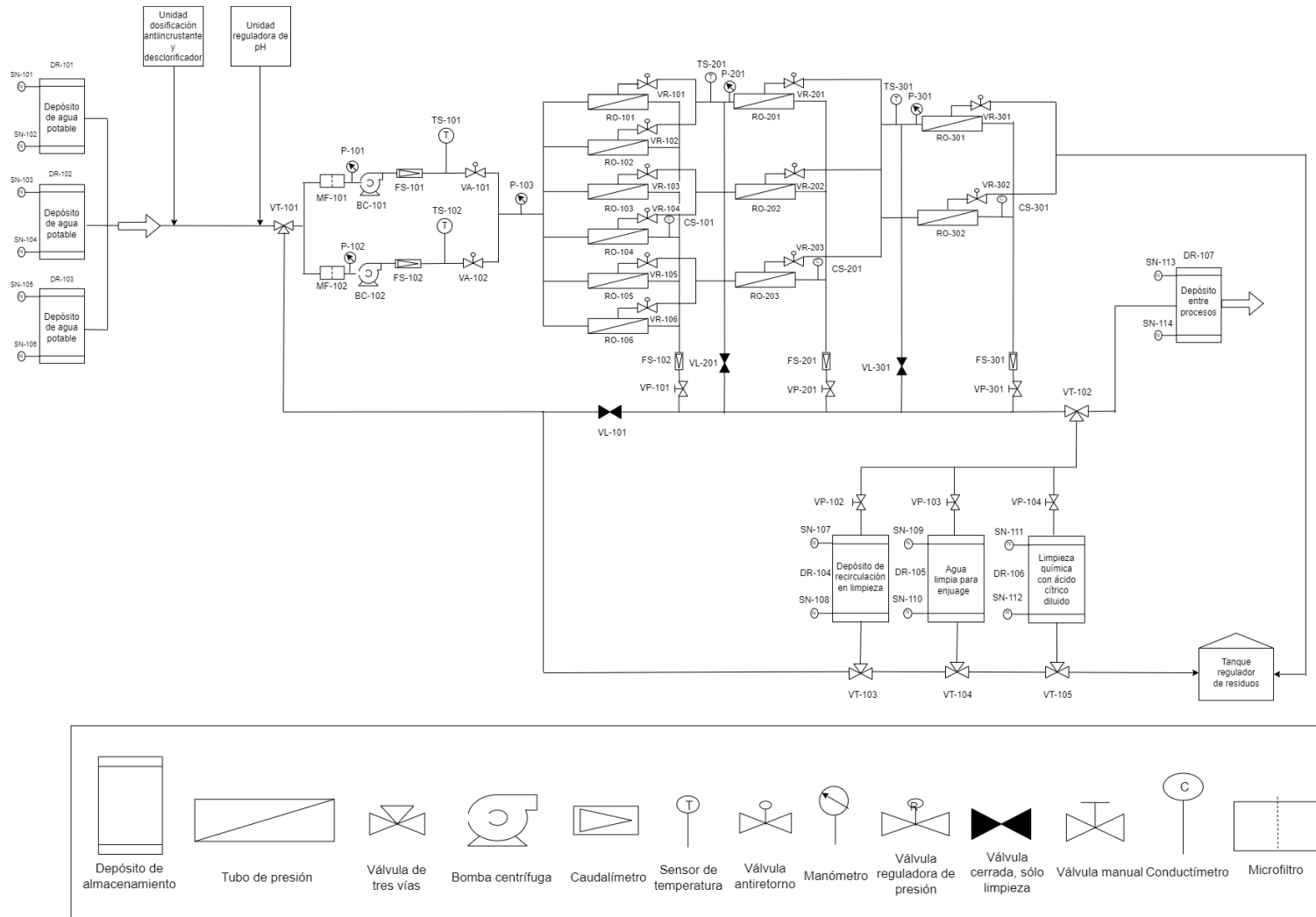


Figura 42: Diagrama de flujo de la unidad de ósmosis inversa.

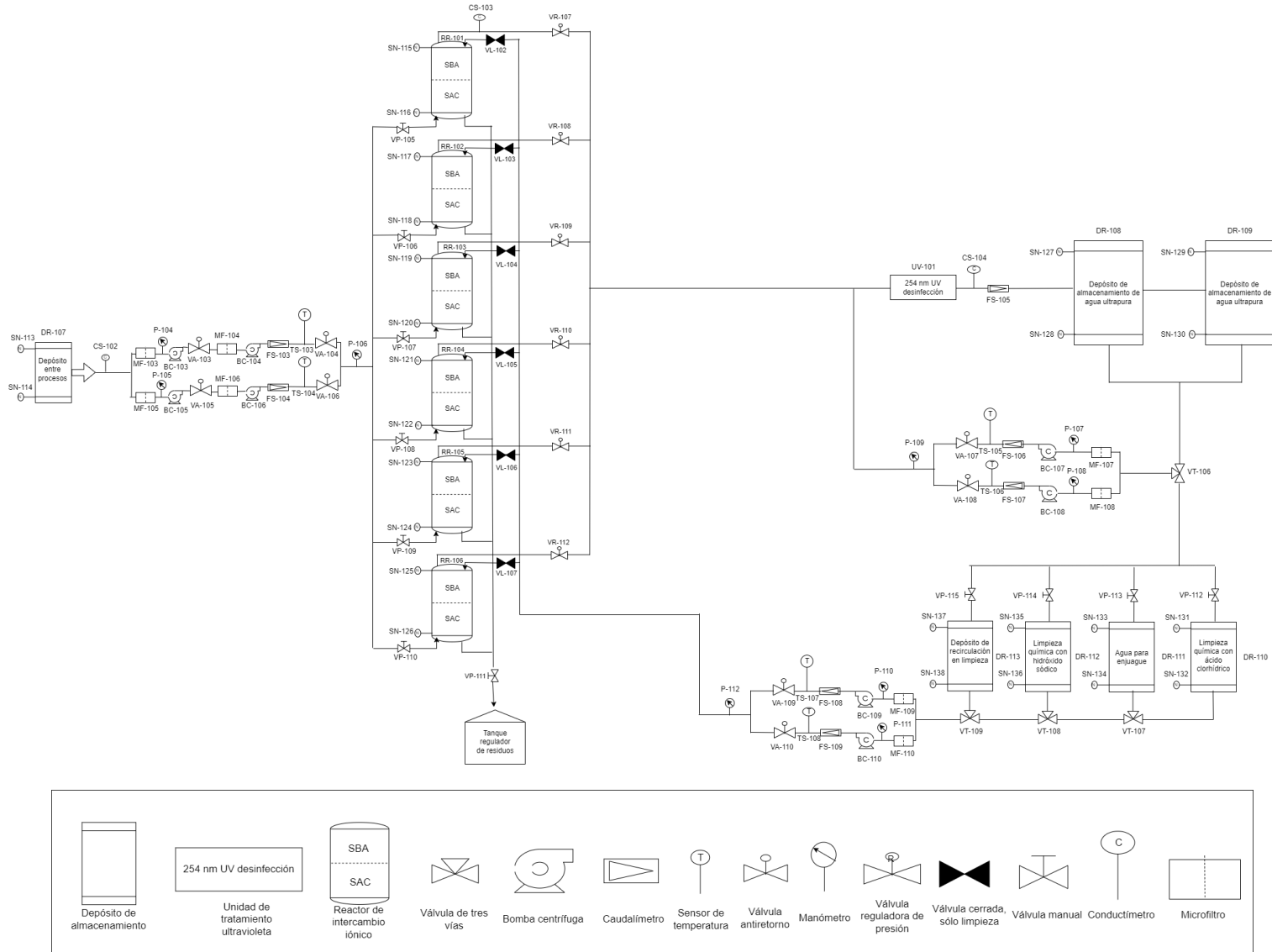


Figura 43: Diagrama de flujo de la unidad de intercambio iónico y junto a tratamientos de afino.

El proceso empieza mediante la captación de agua de red como alimentación. El agua de red presenta una baja carga orgánica debido a que son tratadas previamente, sin embargo sí que presentan carga iónica que se debe tener en cuenta. Para ello, en el pretratamiento se plantean la adición de antiescalantes, en forma de hexametáfosfato de sodio ($Na_6P_6O_{18}$), con el objetivo de evitar fenómenos de ensuciamiento y/o incrustación, la adición de declorificadores, en forma de metabisulfito sódico ($Na_2S_2O_5$), para eliminar los cloruros presentes en la alimentación los cuales degradan las membranas de ósmosis inversa y la adición de reguladores de pH a un más ácido, en forma de ácido sulfúrico (H_2SO_4), para disminuir la precipitación de sales en las membranas. El equipo de bombeo tiene un microfiltro previo para retener posibles sólidos que dañen la bomba, además, se coloca posterior a la bomba una válvula antiretorno para que en caso de parada repentina el fluido no circule en sentido inverso. Aparte de estos elementos se instalan sensores de presión a la entrada y a la salida del equipo de bombeo, un sensor de temperatura y un caudalímetro para monitorizar los parámetros justo antes de entrar al sistema de membranas. En relación al sistema de bombeo se colocan dos bombas en paralelo para que en caso de fallo o avería de la bomba el proceso pueda continuar funcionando.

En cuanto a la unidad de membranas ya se ha explicado previamente por lo que se procede a comentar los elementos extras que se han incluido en ellas para el control y monitorización del proceso. Estos elementos son un sensor de temperatura y de presión antes de cada etapa de membranas y un sensor de conductividad y un caudalímetro a la salida de cada una de las etapas.

En relación a la línea de limpieza se aprovecha parte del permeado del proceso. Para esto, se instalan tres depósitos de almacenamiento, uno de ellos para almacenamiento del agua de permeado para realizar un enjuague de las membranas, otro en el que se prepara la disolución química con ácido cítrico y un último depósito de recirculación para que la limpieza se lleve a cabo en el tiempo estipulado.

Después del proceso de membranas el rechazo generado se lleva hasta un tanque regulador de residuos propio de la empresa mientras que el permeado se lleva hasta un depósito intermedio entre el proceso de membranas y el de intercambio iónico. Este depósito tiene sensores de nivel para controlar la cantidad de agua que hay y un sensor de conductividad a la salida de este.

Una vez el permeado sale del depósito intermedio pasa al equipo de bombeo previo a la unidad de intercambio iónico. Este equipo de bombeo presenta los mismos elementos que el explicado previamente por lo que se procede a comentar la unidad de intercambio iónico. La unidad de intercambio iónico se compone de seis columnas donde en cada una se encuentran la resina de intercambio aniónico y catiónico. Antes de cada una de las columnas hay una válvula para poder cerrar el flujo de alimentación cuando se tengan que regenerar las resinas. Además, hay un sensor de conductividad en la salida de las columnas para comprobar sus valores.

Después de las columnas de intercambio iónico el agua tratada pasa a la unidad de tratamiento por UV a 254 nm. Esta unidad se emplea para evitar el posible crecimiento microbiano que haya en el agua. Por último, el agua pasa al depósito final donde hay presentes sensores de nivel, caudalímetros y sensores de conductividad para controlar y medir la calidad del agua producida. En este punto el agua se encuentra en continua recirculación en el tanque pasando por la unidad de tratamiento UV para mantener las calidades del agua producida puesto que el UPW es un buen disolvente y se contamina fácilmente.

Por último, se introduce el sistema de regeneración de resinas el cual es alimentado por el UPW producida. Este sistema de regeneración consiste en un depósito donde se prepara una disolución con ácido clorhídrico para regenerar la resina catiónica, un depósito donde se prepara una disolución con hidróxido sódico para regenerar la resina aniónica, un depósito con UPW para realizar enjuague y un depósito de recirculación para que la limpieza se lleve en el tiempo estipulado.

Finalmente, el UPW que se encuentra en el tanque de almacenamiento se distribuyen por la planta dependiendo de la aplicación en la que se emplea, ya sea como medio de inyecciones, para fabricación de medicamentos, limpieza de equipos de laboratorio o reactores de otros procesos de la planta.

6 Estudio económico

6.1 Presupuesto

Una vez se conocen los componentes necesarios para el proceso se realiza un presupuesto. Para ello se emplea el software de CYPE Ingenieros, S.A, el cual permite es un generador de precios aportando los costes de construcción ajustados al mercado. Este programa, además de incluir el precio adquisición, aporta el coste de mano de obra y los costes complementarios asociados a cada uno de los elementos. En este programa no se encuentran incluidos todos los elementos necesarios por lo que se ha empleado conjuntamente la web de RS Components para elementos de índole más industrial.

Componente	Unidades
Elementos de membrana	66
Tubos de presión	11
Columnas de intercambio iónico	6
Depósito almacenamiento UPW	1
Depósito entre procesos	1
Depósitos agua de red	3
Depósitos de limpieza	7
Unidad de tratamiento UV	1
Bomba de alimentación	2
Bomba entre procesos	4
Bomba de recirculación	4
Válvula antirretorno	10
Válvula reguladoras de presión	17
Válvula de cierre	44
Conductímetro	6
Sensor de temperatura	10
Sensor de nivel	38
Manómetro	14
Caudalímetro	12
Conducciones	250
Resina aniónica	100
Resina catiónica	100

Tabla 13: Cuantificación de componentes

En la [Tabla 13](#) se enumeran todos los componentes junto a la cantidad necesaria de los mismos con los que se va a realizar una descomposición de los mismos. A continuación, se detallan los costes de cada uno de estos componentes.

Las tuberías de conducción tienen una longitud estimada de 265 metros, cuyo precio desglosado se puede apreciar en la [Tabla 14](#) tanto el metro de conducción como el precio total.

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	31,78	8421,70
Oficial 1º fontanero	2,25	596,99
Ayudante de fontanero	2,08	550,35
Costes directos complementarios	0,72	190,80

Tabla 14: Descomposición precios conducciones

Con respecto a los depósitos que se emplean en las líneas de limpieza de membranas y de resinas la descomposición de los precios se puede observar en la [Tabla 15](#) donde el volumen seleccionado para cada uno de ellos es de 3700L.

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	984,9	6894,30
Oficial 1º fontanero	71,68	501,76
Ayudante de fontanero	66,08	462,56
Costes directos complementarios	71,68	501,76

Tabla 15: Descomposición precios depósitos de limpieza

En relación a los depósitos que almacenan agua de red se han seleccionado tres depósitos con una capacidad de 30000L con los que poder tener la suficiente capacidad de producción de agua en caso de que haya un corte de red. La distribución de costes se puede observar en la [Tabla 16](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	4259	12777
Oficial 1º fontanero	71,68	215,04
Ayudante de fontanero	66,08	198,24
Costes directos complementarios	175,87	527,61

Tabla 16: Descomposición precios depósitos de agua de red

Seguidamente se selecciona el depósito que se emplea entre procesos se ha seleccionado uno con un volumen de 20000L, en este caso al estar el agua ya tratada se ha seleccionado un tanque de acero inoxidable a presión para evitar contaminaciones, este depósito se ha seleccionado fuera del programa CYPE ya que no hay de este material en el programa. Por lo tanto, los costes de mano de obra y complementarios son aproximados. El desglose de los precios se puede ver en la [Tabla 17](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	5880	5880
Oficial 1º fontanero	71,68	71,68
Ayudante de fontanero	66,08	66,08
Costes directos complementarios	240,71	240,71

Tabla 17: Descomposición precios depósitos entre los procesos de membranas e intercambio iónico

Para el almacenamiento de UPW se han seleccionado dos depósitos de 50000L de acero inoxidable para poder almacenarla por los mismos motivos mencionados en el depósito entre procesos. Al igual que en el depósito entre procesos estos tanques han sido seleccionados fuera del programa CYPE por lo que los valores de coste de mano de obra y complementarios son aproximados. Este desglose se puede observar en la siguiente [Tabla 18](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	14700	29400
Oficial 1º fontanero	71,68	143,36
Ayudante de fontanero	66,08	132,16
Costes directos complementarios	593,51	1187,02

Tabla 18: Descomposición precios de los depósitos de almacenamiento de UPW

En cuanto a la bomba de alimentación se escoge una bomba que pueda trabajar al caudal nominal de alimentación que son $12 \text{ m}^3/\text{h}$ y que pueda trabajar a una presión de 8,5 bares que es la presión indicada en el informe generado, esta se corresponde con la presión necesaria para superar la caída de presión presentes en las membranas de OI. En el gasto de la bomba se encuentra incluido un microfiltro para evitar que en la bomba entren sólidos y su puesta en marcha. El desglose de los costes se puede observar en la [Tabla 19](#).

Seguidamente, para la bomba entre procesos se debe de seleccionar una que pueda trabajar con el caudal de permeado que es de $10,2 \text{ m}^3/\text{h}$ y que pueda trabajar una presión de 2,45 bares que

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	4961,62	9923,24
Oficial 1º fontanero	61,44	122,88
Ayudante de fontanero	56,64	113,28
Costes directos complementarios	118,08	236,16

Tabla 19: Descomposición precios de la bomba de alimentación

es la caída de presión que hay presente en las columnas de intercambio iónico. Al encontrarse ya tratada el agua se selecciona una bomba con rotor húmedo (mediante la cual la bomba se refrigera mediante el propio fluido en vez de con aire) para evitar posibles contaminaciones. Al no encontrar en el programa CYPE una bomba que alcance esta presión de trabajo y que sea de rotor húmedo se instalan dos bombas en serie para poder alcanzar esta presión. En el gasto de la bomba se encuentra incluido un microfiltro para evitar que en la bomba entren sólidos y su puesta en marcha. El desglose de precios se puede observar en la [Tabla 20](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	5618,14	22472,56
Oficial 1º fontanero	61,44	245,76
Ayudante de fontanero	56,64	226,56
Costes directos complementarios	114,72	458,88

Tabla 20: Descomposición precios de la bomba entre el proceso de membrana y intercambio iónico

Luego se escogen las bombas para el sistema de recirculación y para el sistema de regeneración de resinas donde la presión necesaria a aportar es baja ya que únicamente debe de poder ser mayor a la altura de las columnas de intercambio iónico. De igual manera el rotor debe de ser húmedo por el mismo motivo que se ha explicado en la anterior bomba entre procesos. La descomposición de precios se puede observar en la [Tabla 21](#).

Para los elementos de membrana son necesarios 66 elementos de ósmosis inversa BW30-4040 cuyos gastos se pueden observar desglosados en la [Tabla 22](#) donde al necesitar tantos elementos se observa que el coste de mano de obra y directos es elevado en comparación al resto de componentes.

Seguidamente, para los tubos de presión son necesarias 11 unidades cuyo coste se puede ver desglosado en la [Tabla 23](#) de a continuación, se ha considerado el mismo coste unitario de mano

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	3701,14	14804,56
Oficial 1º fontanero	61,44	245,76
Ayudante de fontanero	56,64	226,56
Costes directos complementarios	76,38	305,52

Tabla 21: Descomposición precios de las bombas de recirculación y regeneración de resinas

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	269,41	17781,18
Oficial 1º fontanero	102,40	6758,40
Ayudante de fontanero	94,40	6230,40
Costes directos complementarios	18,65	1230,80

Tabla 22: Descomposición precios de los elementos de membrana

de obra y costes directos que en los elementos de membrana.

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	980,00	10780,00
Oficial 1º fontanero	102,40	1126,40
Ayudante de fontanero	94,40	1038,40
Costes directos complementarios	47,07	517,79

Tabla 23: Descomposición precios de tubos de presión

Con respecto a las columnas de intercambio iónico se necesitan 6 unidades de estos donde los costes de mano de obra y los costes directos son aproximados. Los valores desglosados se pueden observar en la [Tabla 24](#).

En relación al coste de las resinas es necesario calcular cual es la cantidad en kilogramos de cada una de las resinas necesaria para cada uno de los tanques. Para ello, en el informe generado se aporta el volumen que ocupa cada una de las resinas en la columna y en la hoja de especificaciones de las resinas se encuentra indicada la densidad de cada una de ellas. Los cálculos son los siguientes:

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	2940,00	17640,00
Oficial 1º fontanero	71,68	430,08
Ayudante de fontanero	66,08	396,48
Costes directos complementarios	123,11	738,66

Tabla 24: Descomposición precios de las columnas de intercambio iónico

- Resina aniónica: Ocupa un volumen de 0.093 m^3 y tiene una densidad de 1070 kg/m^3 .

$$masa_{anionica} = V_{anionica} * \rho_{anionica} = 99,51 \text{kg} \quad (18)$$

- Resina catiónica: Ocupa un volumen de 0.083 m^3 y tiene una densidad de 1190 kg/m^3 .

$$masa_{cationica} = V_{cationica} * \rho_{cationica} = 98,77 \text{kg} \quad (19)$$

Los valores de masa tanto de la resina aniónica como catiónica se aproximan a 100 kilogramos cada una para tener un valor más exacto. Como se tienen seis columnas de intercambio iónico se necesitan 600 kilogramos de resina iónica y otros 600 de catiónica. Los precios de mano de obra y costes directos se aproximan y el desglose de todos los costes de las resinas se pueden observar en la [Tabla 25](#) y [Tabla 26](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	229,00	137400,00
Oficial 1º fontanero	20,48	12288,00
Ayudante de fontanero	18,88	11328,00
Costes directos complementarios	10,73	6440,64

Tabla 25: Descomposición precios de la resina aniónica AmberLite 4200 OH

Sobre la unidad de tratamiento UV se escoge una que pueda tener la capacidad de tratar tanto el caudal proveniente de las columnas de intercambio iónico (que es de $10 \text{ m}^3/\text{h}$) como el de recirculación, es por ello, que se selecciona una unidad que puede tratar como máximo $20 \text{ m}^3/\text{h}$. Los costes de mano de obra y directos de esta unidad son aproximados y se pueden observar en la [Tabla 27](#).

Con relación a las válvulas se instalan válvulas antirretorno justo después de cada bomba que hay en el sistema para evitar que el fluido retorne en sentido inverso a la bomba. La descomposición de precios se puede observar en la [Tabla 28](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	160,00	96000
Oficial 1º fontanero	20,48	12288,00
Ayudante de fontanero	18,88	11328,00
Costes directos complementarios	7,97	4784,64

Tabla 26: Descomposición precios de la resina catiónica AmberLite 2800H

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	3182,00	3182,00
Oficial 1º fontanero	40,96	40,96
Ayudante de fontanero	37,76	37,76
Electricista	40,96	40,96
Costes directos complementarios	132,07	132,07

Tabla 27: Descomposición precios de la unidad UV

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	172,25	1722,50
Oficial 1º fontanero	7,17	71,68
Ayudante de fontanero	6,61	66,08
Costes directos complementarios	3,59	35,90

Tabla 28: Descomposición precios de válvulas antirretorno

A propósito de las válvulas reguladoras de presión los precios que se obtienen a partir del CYPE se pueden ver desglosados en la [Tabla 29](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	49,46	840,82
Oficial 1º fontanero	7,17	121,86
Ayudante de fontanero	6,61	112,34
Costes directos complementarios	1,07	18,19

Tabla 29: Descomposición precios de válvulas reguladoras de presión

En cuanto a las válvulas de tres vías no se han encontrado en el software de CYPE ni en RS Components por lo que se ha asimilado cada una a dos válvulas de cierre. Por lo que el coste de las válvulas de cierre puede verse desglosado en la *tabla*.

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	20,48	716,80
Oficial 1º fontanero	7,17	250,88
Ayudante de fontanero	6,61	231,28
Costes directos complementarios	0,56	19,60

Tabla 30: Descomposición precios de válvulas de cierre

Los sensores que se emplean en el proceso se han obtenido a partir de la página web de RS Components, aproximando de esta manera tanto los costes de instalación como los de mano de obra con respecto al personal de fontanería y electricista. El coste de los sensores de temperatura se puede ver desglosado en la [Tabla 31](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	244,58	1956,64
Oficial 1º fontanero	7,17	57,34
Ayudante de fontanero	6,61	52,86
Electricista	7,17	57,34
Costes directos complementarios	5,31	42,48

Tabla 31: Descomposición precios de sensor de temperatura

Los conductímetros se emplean durante el proceso para conocer los valores de conductividad

de la corriente en diferentes puntos. El presupuesto de estos sensores se puede observar en la [Tabla 32](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	270,14	1620,84
Oficial 1º fontanero	7,17	43,01
Ayudante de fontanero	6,61	39,65
Electricista	7,17	43,01
Costes directos complementarios	5,82	34,93

Tabla 32: Descomposición precios de conductímetro

Los sensores de nivel se emplean en los depósitos y columnas para conocer la altura del fluido en estos. Su presupuesto puede verse descompuesto en la [Tabla 33](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	39,52	1501,76
Oficial 1º fontanero	7,17	272,38
Ayudante de fontanero	6,61	251,10
Electricista	7,17	272,38
Costes directos complementarios	1,21	45,95

Tabla 33: Descomposición precios de sensor de nivel

Respecto a los sensores de presión estos se emplean para detectar fallos en relación a que haya un déficit de presión o sobrepresión en el sistema. Su presupuesto se puede observar en la [Tabla 34](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	187,15	2620,10
Oficial 1º fontanero	7,17	100,35
Ayudante de fontanero	6,61	92,51
Electricista	7,17	100,35
Costes directos complementarios	4,16	58,27

Tabla 34: Descomposición precios de sensor de presión

En último lugar están los caudalímetros que se emplean para medir el caudal que hay y que se emplean para conocer si hay más o menos caudal del que debería y poder detectar fallos.

Seguidamente se puede observar el coste de estos en la [Tabla 35](#).

Descripción	Precio unitario (€)	Precio final (€)
Materiales	195,93	1959,30
Oficial 1º fontanero	7,17	71,68
Ayudante de fontanero	6,61	66,08
Electricista	7,17	71,68
Costes directos complementarios	4,34	43,37

Tabla 35: Descomposición precios caudalímetros

Finalmente, en la [Tabla 36](#) se pueden observar el coste de todos los componentes junto a su mano de obra. Además, se puede observar el coste total del presupuesto sin IVA que es de 494.697,87 € como con IVA que es de 598.911,12 €.

Descripción	Coste sin IVA (€)	Coste con IVA (€)
Materiales	407176,32	492683,35
Oficial 1º fontanero	36092,93	43672,44
Ayudante de fontanero	33273,17	40260,53
Electricista	614,40	743,42
Costes directos complementarios	17811,06	21551,38
TOTAL	494967,87	598911,12

Tabla 36: Descomposición precios presupuesto final

Del presupuesto final gran parte de este es debido al coste de las resinas iónicas y catiónicas debido al alto coste por kilogramo que tienen cada una de estas en comparación a otros elementos del proceso como las membranas, tanques o las columnas aunque generalmente las empresas ofrecen descuentos en sus productos cuando se encargan grandes cantidades de sus productos. Por otro lado, en el presupuesto no se ha tenido en cuenta el coste de transporte necesario para que lleguen los componentes a la ubicación donde la empresa quiere instalar el proceso.

6.2 Análisis de rentabilidad económica

Para poder realizar el análisis de la rentabilidad económica es necesario tener, además del presupuesto calculado anteriormente, otros factores que afectan a este análisis como son la amortización, los costes fijos o los costes variables de operación. Todos estos son necesarios para poder

calcular cual es el coste del proceso a la hora de producir UPW y a continuación se procede a realizar el cálculo de cada uno de estos factores.

6.2.1 Amortización

La amortización es la distribución del gasto de inversión inicial empleada durante el tiempo necesario para recuperar el valor del capital. El valor de la inversión inicial es el calculado durante el presupuesto mientras que el valor de recuperación de capital (CRF) se obtiene a partir de la expresión (20) donde el parámetro n son el número de años de funcionamiento de la planta de proceso que son 20 e i son los intereses anuales que se fijan en un valor del 6%.

$$CRF = \frac{(1 + i)^n - 1}{i * (1 + i)^n} \quad (20)$$

Con todo esto, se obtiene un valor de recuperación de capital de 11,47, con este valor y el coste de los componentes se puede obtener el valor de la amortización, su fórmula se puede ver en la (21).

$$Amortizacion = \frac{Valor\ de\ los\ componentes}{CRF} \quad (21)$$

Con esto se obtiene un valor de amortización de **52215,80 €** para cada año.

6.2.2 Costes Variables

Los costes variables son aquellos que varían con la producción del producto fabricado. Dentro de estos costes variables se encuentran el consumo de electricidad en el proceso, el consumo de productos químicos, los reemplazos en los equipos de membrana, resinas y UV, canon de saneamiento de residuos o el coste del agua de red.

Para el saber cual es el coste en consumo eléctrico primero se busca conocer cuanta cantidad de electricidad consume el proceso. Para ello, se suman las potencias de cada una de las bombas obtenidas de sus curvas características para las condiciones de diseño y se suma la potencia de la unidad ultravioleta empleada. El resultado de la suma de todo es de 11,26 *kW/h*.

Con el valor del consumo eléctrico se busca el coste de consumo por hora para empresas que es de 0,275 €/kW. Teniendo en cuenta que el proceso se encuentra en continuo funcionamiento se calcula el coste de consumo obteniendo un valor de **27158,22 €**.

Seguidamente se realiza el cálculo de costes de los compuestos químicos. En el proceso se emplean diferentes químicos cuyo coste se desglosa a continuación:

- Pretratamiento: Para el pretratamiento se emplean diferentes químicos para evitar la incrustación en las membranas, regular el pH y declorar la corriente. En la [Tabla 37](#) se pueden ver los costes de estos químicos desglosados donde el coste de los químicos se obtiene a partir del informe generado por el programa WAVE.

Químico	Coste (\$/kg)	Dosis (mg/L)	Coste anual (€/año)
$Na_2S_2O_5$	2,07	3	554,44
$Na_6P_6O_{18}$	1	5	446,41
H_2SO_4	0,06	118	632,12

Tabla 37: Descomposición precios químicos pretratamiento

- Limpieza de membranas: Para la limpieza de membranas se emplea ácido cítrico, que su coste es de 0,6 €/kg durante el lavado para eliminar las incrustaciones provocadas por las sales. Se define que se realiza un lavado por semana con este químico diluido en agua del permeado. El coste aproximado del ácido cítrico es de 31200 €.
- Regeneración de resinas: Para la regeneración de resinas son necesarios HCl y NaOH. El coste de estos químicos por día se conoce a partir del informe del software WAVE donde indica que su coste es de 55,11 \$/día, a partir de este dato se calcula que tiene un coste de 19712,85 €.

Una vez desglosados los costes de todos los químicos se suman obteniendo un valor total de coste de los químicos de **52545,81 €**.

En relación al reemplazo de equipos, se define que el reemplazo de membranas y cartuchos se realiza cada 10 años por lo que su coste es un 10% del coste de presupuesto. Acerca de la lámpara UV el fabricante indica que tiene una vida de 9000 horas que son poco más que las horas de funcionamiento anual por lo que se define que su reemplazo es el 100% del coste de la unidad UV. Por último, a pesar de que las resinas se regeneran se considera que cada año hay una pérdida del 3% anual, por lo que su reemplazo es un 3% del coste de las resinas. Con todo esto el coste de los reemplazos es de **16735,80 €**.

Seguidamente se define el canon de saneamiento de residuos que es el gasto relacionado con la gestión de residuos. Este se determina como un 5% de los costes variables y se obtiene un coste de **33774,89 €**.

Después se sigue con el coste de agua de red que se emplea como materia prima en el proceso. El coste del agua en Cataluña es de 1,91 €/m³ y conociendo que se necesitan 14,1 m³/h de agua el coste del agua es de **200779,20 €**. Por último, se define el coste del sistema de control e

instrumentación el cual se determina como un 15 % de los costes variables y se obtiene que tiene un coste de **101324,67 €**.

En la [Tabla 38](#) se pueden ver recogidos todos los gastos variables del proyecto junto a la cantidad total que estos representan.

Coste variable	Coste anual (€)
Consumo de electricidad	27158,22
Productos químicos	52545,81
Reemplazos de equipos	16735,80
Canon de saneamiento	33774,89
Coste agua de red	200779,20
Coste de control e instrumentación	101324,67
TOTAL	432318,60

Tabla 38: Costes variables

En este caso viendo que el coste de adquirir agua de red es tan elevado en comparación con el resto de costes variables se podría pensar en si obtener el agua de un pozo que pudiera tener la empresa fuera una manera para abaratar los costes. Sin embargo, el problema que presenta obtener el agua por este medio es la variabilidad que puede tener esta en términos de contaminación y de calidad dificultando el diseño de las unidades de pretratamiento, problema que no ocurre empleando agua de red. Es por esto que en las industrias farmacéuticas y cosméticas no se suelen emplear pozos y se emplea agua de red.

6.2.3 Costes Fijos

Los costes fijos son aquellos que son necesarios para el funcionamiento básico de la empresa y que no varían. Entre estos costes se encuentran el coste del término de potencia de la electricidad, el mantenimiento de la planta de proceso, el personal encargado del proceso o la vigilancia ambiental.

En cuanto al coste en el valor del término de potencia, este presenta un valor de $2,084 \text{ €/kW/mes}$ para potencias contratadas entre 15 y 450 kW. A partir de los cálculos del consumo eléctrico de los equipos del proceso (bombas y unidad UV) se sabe que la potencia necesaria para la planta es de unos 11 kW, lo que la empresa al este no ser su único proceso de fabricación se estima que necesita una potencia contratada superior a esta por lo que se supone un valor de potencia contratada de 100 kW. A partir de esto se obtiene que el coste de la potencia contratada para la empresa es de **2500 €**.

Para el coste del personal encargado de la planta se supone que son tres los trabajadores que deben de estar al cargo de ella (uno en cada turno del día al trabajar en continuo la planta) y que este trabajo de supervisión no les debe de llevar más de un tercio de su jornada laboral por lo que sus horas se minoran a un 33 %. Por lo tanto, teniendo en cuenta su dedicación y el coste hora medio de un ingeniero que son 14,62 €/hora se obtiene que el coste de los trabajadores es de **42690,40 €**.

En cuanto al coste de mantenimiento este se define en un 2 % ya que la planta tiene personal encargado de su supervisión. El coste de mantenimiento es de **13509,96 €**. Mientras tanto, el coste de vigilancia ambiental se fija en un 3 % quedando un coste de **20264,93 €**.

Por último, se definen los costes indirectos que puede tener el proceso de fabricación, estos se definen como un 17 % del coste y presentan un valor de **114834,63 €**. Se pueden ver recogidos todos los costes fijos que se han definido junto al total de costes fijos en la [Tabla 39](#).

Coste fijo	Coste anual (€)
Término de potencia	2500,20
Mantenimiento	13509,96
Personal	42690,40
Vigilancia ambiental	20264,93
Costes indirectos	114834,63
TOTAL	193800,12

Tabla 39: Costes fijos

6.2.4 Coste de producción

A partir de todos los costes que se han calculado previamente se puede obtener el coste de producción por cada metro cúbico de UPW producido. Para esto, es necesario dividir los costes entre la producción anual de agua que es de 87600 m^3 . En la [Tabla 40](#) se pueden ver desglosados estos costes.

A este coste de producción de 7,74 € se le suma tanto un 10 % de beneficio industrial como un 10 % de impuestos por lo que queda un coste de producción de agua de **9,29 €/m³**. Sin embargo, no toda el agua que se produce se vende como producto ya que parte de esta se emplea en la fabricación de productos farmacéuticos como excipiente y otra parte se emplea para limpieza de reactores en otros procesos que tiene la empresa.

Realizando una búsqueda de precios de UPW por Internet se ha encontrado que el precio de esta

Coste	Coste anual (€)	Coste por producción (€/m³)
Amortización	52215,80	0,60
Costes variables	432318,60	4,94
Costes fijos	193800,12	2,21
Coste de producción	678334,52	7,74

Tabla 40: Desglose coste de producción

agua oscila entre los 15 y 50€/L dependiendo del tamaño de pedido que se haga. Independientemente del volumen del pedido que hace el cliente se puede observar que el proceso es rentable para la empresa ya que se obtendría un alto rédito económico de este proceso.

7 Conclusiones

El presente proyecto se enmarca en la producción de agua ultrapura destinada a la industria farmacéutica mediante un sistema híbrido de membranas e intercambio iónico para la producción de $240 \text{ m}^3/\text{día}$, donde el dimensionamiento de las principales etapas se ha realizado mediante el software WAVE.

Del dimensionamiento de la etapa de ósmosis inversa se pueden extraer las siguientes conclusiones:

- Se selecciona como mejor configuración de ósmosis inversa es la de tres etapas debido a que esta es la que menor consumo eléctrico debido a que presenta la menor caída de presión.
- Se configura el número de tubos y de elementos en la membrana como 6 elementos en la primera etapa, tres en la segunda y dos en la última con un total de 6 elementos en cada uno de los tubos debido a que el agua obtenida presenta mejores resultados en comparación a las otras simulaciones.
- Con esta configuración de etapas, tubos y elementos se consigue alcanzar una conversión máxima del 86 % de agua permitiendo desechar la menor cantidad de agua posible.

Una vez se ha realizado el estudio de la unidad de ósmosis inversa se añaden los pretratamientos necesarios para que las membranas puedan funcionar correctamente. De las unidades de pretratamiento se pueden extraer las siguientes conclusiones:

- A partir de los resultados obtenidos en la ósmosis inversa son necesarios un regulador de pH y un antiescalante para evitar ensuciamiento en las membranas.
- Se añade clorador para evitar que los cloruros presentes en la corriente de alimentación dañen a la membrana.
- A pesar de la adición antiescalante continúa apareciendo que es necesaria una mayor cantidad de este por lo que sería necesario una mayor cantidad de él aunque el programa WAVE limita la concentración a 5 ppm.

Seguidamente, se procede con el diseño y dimensionamiento de la unidad de intercambio iónico donde se emplean resinas tanto aniónicas como catiónicas. Las conclusiones que se extraen de esta unidad son las siguientes:

- Después de hacer simulaciones con todas las resinas de intercambio iónico la combinación de resinas con la que mejores resultados se obtienen es la resina catiónica AmberLite 2800 H y la resina aniónica AmberLite 4200 OH.

- Se determina que la configuración idónea de trenes de intercambio iónico en paralelo son de 3. A su vez, se determina que se necesitan otros tres tanques en *standby* para que el proceso sea continuo mientras se regeneran las resinas.
- La velocidad específica adecuada para la optimización de las columnas de intercambio iónico es de 45 BV/h.

Una vez se ha realizado el dimensionamiento de las principales unidades y se realiza el diagrama de flujo del proceso se procede con realizar el presupuesto y el análisis económico del proceso y pudiendo comparar el producto obtenido con los precios de mercado. Las conclusiones extraídas son:

- El presupuesto que se ha contabilizado para todos los elementos es de 598911,12€ donde el mayor gasto se realiza en las resinas de intercambio iónico ya que llegan a suponer cerca de un 60% del total.
- Durante el análisis de rentabilidad económica se obtiene que el gasto en amortización por cada metro cúbico de agua producido es de 0,6€, el de los costes variables es de 4,94€ y los costes fijos son de 2,21€.
- El coste de producción de UPW de la planta es de 9,29 € por cada m^3 .
- Viendo que el precio de 1 litro varía entre los 15 y 50 €/L se observa que el proceso es rentable económicamente y que resulta interesante para una empresa que quiera producir este tipo de agua y venderla.

Referencias

- Asad, A., Sameoto, D. & Sadrzadeh, M. (2020). *Nanocomposite Membranes for Water and Gas Separation*. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-816710-6.00001-8>
- Baker, R. W. (2004). *Membrane technologies and applications*. <https://doi.org/10.1002/0470020393>
- Bennett, A. (2009). Water processes and production: High and ultra-high purity water. *Filtration and Separation*, 46, 24-27. [https://doi.org/10.1016/S0015-1882\(09\)70034-5](https://doi.org/10.1016/S0015-1882(09)70034-5)
- Charcosset, C. (2006). Membrane processes in biotechnology: An overview. *Biotechnology Advances*, 24, 482-492. <https://doi.org/10.1016/J.BIOTECHADV.2006.03.002>
- EFPIA. (2021). *The Pharmaceutical Industry in Figures 2021*. <https://www.efpia.eu/publications/downloads/efpia/the-pharmaceutical-industry-in-figures-2021/>
- Ek, M. (2013). European pharmacopoeia (8.^a ed.). *Council of Europe*, 1 & 2, 3555-3558.
- European Medicines Agency. (2018). *Guideline on the quality of water for pharmaceutical use*. www.ema.europa.eu/contact
- FEIQUE. (2015). *Radiografía económica del sector químico español*. <https://www.feique.org/radiografia-economica-del-sector-quimico-espanol/>
- Geng, H. & Zhou, L. (2004). *SEMICONDUCTOR MANUFACTURING HANDBOOK* [Referencia del capítulo 30 de pretratamiento de momento]. www.digitalengineeringlibrary.com
- Jane, K. (2015). *Reverse Osmosis* (2.^a ed.).
- Kurup, A. S., Ho, T. & Hestekin, J. A. (2009). Simulation and optimal design of electrodeionization process: Separation of multicomponent electrolyte solution. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 48, 9268-9277. <https://doi.org/10.1021/IE801906D>
- Lee, H., Jin, Y. & Hong, S. (2016). *Recent transitions in ultrapure water (UPW) technology: Rising role of reverse osmosis (RO)*. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.09.003>
- Pandey, S., Popli, H., Singh, S. & Choudhary, B. (2021). REGULATORY CONSIDERATION ON GOOD MANUFACTURING PRACTICES COMPLIANCE OF WATER FOR PHARMACEUTICAL USE: A REVIEW. *Certified Journal 336 World Journal of Pharmaceutical Research SJIF Impact Factor 8.084 World Journal of Pharmaceutical Research www.wjpr.net*, 10, 337. <https://doi.org/10.20959/wjpr202110-21200>
- Pure Water Handbook TM*. (1997). <https://cupdf.com/document/pure-water-handbook-osmonics-1997.html>
- Singh, R. (2015). Water and Membrane Treatment. *Membrane Technology and Engineering for Water Purification*, 81-178. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63362-0.00002-1>
- Spiegler, K. S. (1980). Principles of Desalination (Part B)., 561-622.
- Vagliasindi, F. G., Belgiorno, V. & Napoli, R. M. (1998). WATER TREATMENT IN REMOTE AND RURAL AREAS: A CONCEPTUAL SCREENING PROTOCOL FOR

APPROPRIATE POU/POE TECHNOLOGIES. *Environmental Engineering and Renewable Energy*, 329-336. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-043006-5.50049-5>

Anexos

Informe d'anàlisi

* Les activitats marcades no estan incloses en l'acreditació d'ENAC.

DADES GENERALS

INFORME NÚM.: 3180403

ANÀLISI NÚM.: 5753424

MOSTRA REMESA PER: SGAB, S.A. (MOLLET DEL VALLES)

DOMICILI: C/BERNAT METGE,5

POBLACIÓ: 08100-MOLLET DEL VALLES

DENOMINACIÓ MOSTRA: Dipòsit Pinetons II (rodó)

DESCRIPCIÓ MOSTRA: Plàstic de 500 mL(1), Plàstic estèril de 500 mL (Tiosulfat sòdic)(1), Tub estèril 50 mL(1), Tub estèril 50 mL (HNO3)(1), Tub estèril de 50 mL (CN:NaOH)(1), Vial 50 mL (Na2S2O3)(3), Vidre 500 mL (H2SO4)(1), Vidre topazi 250 mL (Tiosulfat sòdic)(1), contenint aigua de consum

DATA RECEPCIÓ: 11/11/2021

DATA FINALITZACIÓ I EMISSIÓ: 20/12/2021

Anàlisi realitzat per INTERLAB Madrid. Assajos coberts per l'acreditació ENAC nº 1190/2327;-INTERLAB S.L.U. amb delegació a C/Santa Leonor, 39 1er pis, 28037 Madrid:

Data inici anàlisi 11/11/2021.

PARÀMETRES	MÈTODES	RD 140/2003	RESULTATS	UNITATS
Caràcters organolèptics				
Color	MAD-G-PE-0026 (UV/VIS)	15	< 3 ± 12%	mg/L Pt/Co
* Gust	MAD-G-PE-0256 Gust	3 a 25 °C	0	Ind. de dil.
* Olor	MAD-G-PE-0257 Olor	3 a 25°C	0	Ind. de dil.
Terbolesa	MAD-G-PE-0228 (Terbolimetria)	1	< 0.2 ± 18%	UNF
Caràcters Físico-Químics				
Amoni	MAD-E-PE-0003 (UV/VIS FIAS)	0.5	< 0.05 ± 12%	mg/L
Carbó orgànic total	MAD-G-PE-0190 (Combustió NDIR)	7	1.2 ± 18%	mg/L
Cianurs totals	MAD-E-PE-014 (UV/VIS-FIAS)	50	< 15 ± 12%	µg/L
Clor residual combinat	MAD-E-PE-0188 (UV/VIS)		< 0.10 ± 13%	mg/L
Clor residual lliure	MAD-E-PE-0188 (UV/VIS)		0.79 ± 9.4%	mg/L
Duresa	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)		22.3 ± 13%	°F
Calci	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)		69 ± 9.5%	mg/L
Magnesi	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)		12 ± 9.5%	mg/L
Nitrits	IE-T/L-MAD-0276 (C. I.)	0.1	<0.02 ± 18%	mg/L
Oxidabilitat	MAD-G-PE-0029 (Volumetria)	5.0	< 0.5 ± 12%	mg O ₂ /L
Índex de Langelier	MAD-G-PE-0272 Índice de Langelier (Càlculo)		0.54 ± 17%	--
Bicarbonats	MAD-G-PE-0121 (Volumetria)		168 ± 13%	mg/L
Carbonats	MAD-G-PE-0121 (Volumetria)		< 3 ± 13%	mg/L
Conductivitat a 20°C	MAD-G-PE-0042 Conductivitat	2500	429 ± 6.5%	µS/cm
pH	MAD-G-PE-0024 pH	6.5-9.5	7.9 ± 0.1	U. pH.
* Temperatura	MAD-G-PE-0258		22.6 ± 0.5°C	°C
Cations Majoritaris				
Sodi	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	200	24 ± 12%	mg/L
Anions				
Clorurs	IE-T/L-MAD-0276 (C. I.)	250	40 ± 12%	mg/L
Fluorurs	IE-T/L-MAD-0276 (C. I.)	1.5	< 0.3 ± 13%	mg/L
Nitrats	IE-T/L-MAD-0276 (C. I.)	50	8.2 ± 12%	mg/L
Sulfats	IE-T/L-MAD-0276 (C. I.)	250	53 ± 12%	mg/L
Metalls				
Alumini	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	200	36 ± 16%	µg/L
Antimoni	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	5	< 1.5 ± 15%	µg/L

* Les activitats marcades no estan incloses en l'acreditació d'ENAC.

DADES GENERALS

INFORME NÚM.: 3180403

PARÀMETRES	MÈTODES	RD 140/2003	RESULTATS	UNITATS
Arsènic	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	10	< 2 ± 13%	µg/L
Bor	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	1	0.03 ± 14%	mg/L
Cadmi	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	5.0	< 1.0 ± 13%	µg/L
Coure	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	2.0	< 0.002 ± 13%	mg/L
Crom	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	50	< 2 ± 13%	µg/L
Ferro	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	200	< 5 ± 12%	µg/L
Manganès	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	50	< 2 ± 13%	µg/L
Mercuri	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	1.0	< 0.2 ± 17%	µg/L
Niquel	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	20	< 2 ± 14%	µg/L
Plom	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	10.0	< 1 ± 14%	µg/L
Seleni	MAD-E-PE-0255 (ICP-MS)	10	< 2 ± 15%	µg/L
Compostos orgànics volàtils				
1,2-Dicloroetà	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS	3	< 0.5 ± 25%	µg/L
Suma de Tricloroetà i Tetracloroetà	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS	10	< 0.5	µg/L
Tetracloroetà	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS		< 0.5 ± 25%	µg/L
Tricloroetà	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS		< 0.5 ± 25%	µg/L
Trihalometans				
Suma de Trihalometans	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS	100	27.8	µg/L
Bromodiclorometà	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS		7.2 ± 19%	µg/L
Bromoform	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS		1.0 ± 19%	µg/L
Cloroform	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS		16.3 ± 19%	µg/L
Dibromoclorometà	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS		3.3 ± 19%	µg/L
BTEXs				
Benzè	MAD-C-PE-0263 GC/P&T/MS	1	< 0.3 ± 27%	µg/L
Hidrocarburs aromàtics policíclics				
Benzo-a-pirè	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.01	< 0.003 ± 25%	µg/L
Suma de 4 Hidrocarburs Aromàtics Policíclics	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.020	µg/L
Benzo-(g,h,i)-pirè	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)		< 0.009 ± 24%	µg/L
Benzo-b-fluorantè	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)		< 0.009 ± 24%	µg/L
Benzo-k-fluorantè	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)		< 0.009 ± 24%	µg/L
Indeno-(1,2,3-c,d)-pirè	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)		< 0.009 ± 25%	µg/L
Plaguicides				
Suma de plaguicides	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)		< 0.30	µg/L
a-HCH	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 26%	µg/L
Alaclor	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 28%	µg/L
Aldrín	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.03	< 0.009 ± 26%	µg/L
Ametrina	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 25%	µg/L
AMPA	MAD-C-PE-0267 HPLC/MS/MS	0.1	< 0.05 ± 24%	µg/L
Atrazina	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 25%	µg/L
Cianazina	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)		< 0.01 ± 25%	µg/L
Ciprazina	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 25%	µg/L
Clorpirifós	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 28%	µg/L
Clortalidimetil	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 24%	µg/L
Clortoluron	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 26%	µg/L
Diazinó	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 24%	µg/L

* Les activitats marcades no estan incloses en l'acreditació d'ENAC.

DADES GENERALS

INFORME NÚM.: 3180403

PARÀMETRES	MÈTODES	RD 140/2003	RESULTATS	UNITATS
Dieldrí	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.03	< 0.009 ± 26%	µg/L
Endosulfà I	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 27%	µg/L
Endosulfà II	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 26%	µg/L
Endosulfà sulfat	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 27%	µg/L
Endrín	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 27%	µg/L
Glifosat	MAD-C-PE-0267 HPLC/MS/MS	0.1	< 0.05 ± 24%	µg/L
Heptaclor	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.03	< 0.009 ± 26%	µg/L
Heptaclor epòxid	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.03	< 0.009 ± 26%	µg/L
Hexaclorobenceno	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 28%	µg/L
Lindà	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 27%	µg/L
Linuron	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 25%	µg/L
Metolaclor	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 26%	µg/L
Metribuzina	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 26%	µg/L
o,p'-DDT	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 25%	µg/L
p,p'-DDD	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 26%	µg/L
p,p'-DDE	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 27%	µg/L
p,p'-DDT	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 26%	µg/L
Prometrina	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 25%	µg/L
Propazina	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 25%	µg/L
Simazina	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 25%	µg/L
Terbutilazina	MAD-C-PE-0264 (HPLC/MS/MS)	0.1	< 0.01 ± 25%	µg/L
Terbutrina	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 25%	µg/L
Tetradifón	IE-T/L-MAD-0274 (SBPE-CG/MS)	0.1	< 0.009 ± 24%	µg/L
Caràcters microbiològics				
Bacteris coliforms	UNE-EN-ISO 9308:1(2014) Filtració de membrana	0	0	u.f.c./100 mL
<i>Clostridium perfringens</i>	UNE-EN ISO 14189 (Células vegetativas y esporas) (Filtració en membrana)	0	0	u.f.c./100 mL
Enterococs	UNE-EN ISO 7899-2 (Filtración sobre membrana)	0	0	u.f.c./100 mL
<i>Escherichia coli</i>	UNE-EN-ISO 9308:1(2014) Filtració de membrana	0	0	u.f.c./100 mL
Microorganismes aerobis a 22° C	UNE-EN-ISO 6222:1999 (Sembra massa. Agar extracte llevat 22°C/72h - 36°C/48h)	100	0	u.f.c./mL

INFORMACIÓ PROPORCIONADA PEL CLIENT

DATA DE PRESA: 10/11/2021

Cloro Libre 0,91 ppm. Cloro Total 1,02 ppm. Tª 14,3 °C

OBSERVACIONS

Resultats en microbiologia: d'1 a 2 ufc s'interpreta com a organisme present i de 3 a 9 ufc com a recompte estimat..

El laboratori no es fa responsable de la informació subministrada pel client. Aquest informe només afecta a la mostra analitzada tal com es va rebre. Només podrà reproduir-se parcialment amb l'autorització per escrit del laboratori.

El laboratori té a disposició dels clients la incertesa de les mesures dels mètodes analítics.

Aprovat en Interlab Madrid per Tècnic Superior: Inmaculada Simón De Pablo, Director Tècnic: Esther Sesmiolo Carrasco.



Product Data Sheet

FilmTec™ Fiberglassed Elements for Light Industrial Systems

Description

FilmTec™ brackish water reverse osmosis membrane elements provide consistent system performance in light industrial applications.

- FilmTec™ BW30-4040 is an industry standard for reliable operation and production of high quality water.
- FilmTec™ BW30-2540 Elements are designed for systems smaller than 1 gpm (0.2 m³/h) offering a hard shell exterior for extra strength.

Elements with a hard shell exterior are recommended for systems with multiple-element housings containing three or more membranes, as they are designed to withstand higher pressure drops.

Product Type

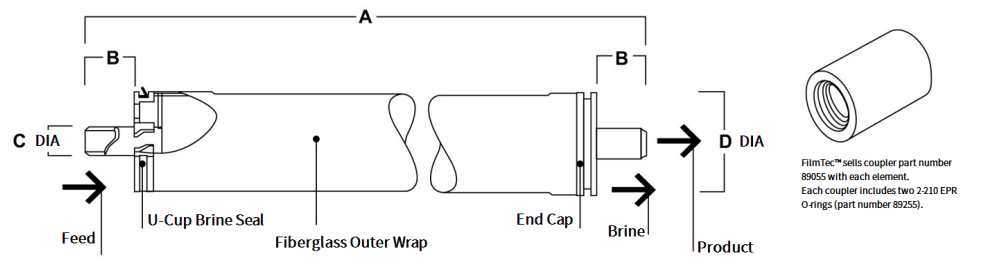
Spiral-wound element with polyamide thin-film composite membrane

Typical Properties

Product	Part Number	Feed Spacer Thickness (mil)	Permeate Flow Rate gpd (m ³ /d)	Stabilized Salt Rejection %
BW30-4040	80783	34	2,400 (9.1)	99.5
BW30-2540	80766	28	1,000 (3.8)	99.5

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2,000 ppm NaCl and 225 psig (15.5 bar), pH 8, 77°F (25°C) and 15% recovery.
2. Minimum salt rejection is 98.0%.
3. Permeate flows for individual elements may vary +/-20%.

Element Dimensions



Product	Dimensions – inches (mm)			1 inch = 25.4 mm
	A	B	C	
BW30-4040	40.0 (1,016)	1.05 (26.7)	0.75 (19)	3.9 (99)
BW30-2540	40.0 (1,016)	1.19 (30.2)	0.75 (19)	2.4 (61)

1. Refer to [FilmTec™ Design Guidelines for multiple-element systems of midsize elements](#) (Form No. 45-D01588-en).
2. BW30-2540 Elements fit nominal 2.5-inch I.D. pressure vessel. BW30-4040 Elements fit nominal 4-inch I.D. pressure vessel.

Operating and Cleaning Limits

Membrane Type	Polyamide Thin-Film Composite
Maximum Operating Temperature ^a	113°F (45°C)
Maximum Operating Pressure	600 psi (41 bar)
Maximum Feed Flow Rate	
4040 Elements	16 gpm (3.6 m ³ /h)
2540 Elements	6 gpm (1.4 m ³ /h)
Maximum Pressure Drop	15 psig (1.0 bar)
pH Range	
Continuous Operation ^a	2 - 11
Short-Term Cleaning (30 min.) ^b	1 - 13
Maximum Feed Silt Density Index (SDI)	SDI 5
Free Chlorine Tolerance ^c	< 0.1 ppm

- Maximum temperature for continuous operation above pH 10 is 95°F (35°C).
- Refer to [FilmTec™ Cleaning Guidelines](#) (Form No. 45-D01696-en).
- Under certain conditions, the presence of free chlorine and other oxidizing agents will cause premature membrane failure. Since oxidation damage is not covered under warranty, it is recommended that residual free chlorine be removed by pretreatment prior to membrane exposure. Please refer to [Dechlorinating Feedwater](#) (Form No. 45-D01569-en) for more information

Important Information

Proper start-up of reverse osmosis water treatment systems is essential to prepare the membranes for operating service and to prevent membrane damage due to overfeeding or hydraulic shock. Following the proper start-up sequence also helps ensure that system operating parameters conform to design specifications so that system water quality and productivity goals can be achieved.

Before initiating system start-up procedures, membrane pretreatment, loading of the membrane elements, instrument calibration and other system checks should be completed.

Please refer to the application information literature entitled [Start-Up Sequence](#) (Form No. 45-D01609-en) for more information.

Operation Guidelines

Avoid any abrupt pressure or cross-flow variations on the spiral elements during start-up, shutdown, cleaning or other sequences to prevent possible membrane damage. During start-up, a gradual change from a standstill to operating state is recommended as follows:

- Feed pressure should be increased gradually over a 30-60 second time frame.
- Cross-flow velocity at set operating point should be achieved gradually over 15-20 seconds.

Please refer to the [FilmTec™ Reverse Osmosis Membranes Technical Manual](#) (Form No. 45-D01504-en).

General Information

- Keep elements moist at all times after initial wetting
- If operating limits and guidelines given in this bulletin are not strictly followed, the limited warranty will be null and void. Refer to [FilmTec™ Reverse Osmosis and Nanofiltration Three-Year Prorated Limited Warranty](#) (Form No. 45-D00903-en)
- To prevent biological growth during prolonged system shutdowns, it is recommended that membrane elements be immersed in a preservative solution
- The customer is fully responsible for the effects of incompatible chemicals and lubricants on elements
- Maximum pressure drop across an entire pressure vessel (housing) is 50 psi (3.4 bar)
- Avoid static permeate-side backpressure at all times

Storage

Refer to [Storage and Shipping of New FilmTec™ Elements](#) (Form No. 45-D01633-en) for further information.

Product Stewardship

DuPont has a fundamental concern for all who make, distribute, and use its products, and for the environment in which we live. This concern is the basis for our product stewardship philosophy by which we assess the safety, health, and environmental information on our products and then take appropriate steps to protect employee and public health and our environment. The success of our product stewardship program rests with each and every individual involved with DuPont products—from the initial concept and research, to manufacture, use, sale, disposal, and recycle of each product.

Customer Notice

DuPont strongly encourages its customers to review both their manufacturing processes and their applications of DuPont products from the standpoint of human health and environmental quality to ensure that DuPont products are not used in ways for which they are not intended or tested. DuPont personnel are available to answer your questions and to provide reasonable technical support. DuPont product literature, including safety data sheets, should be consulted prior to use of DuPont products. Current safety data sheets are available from DuPont.

Please be aware of the following:

- The use of this product in and of itself does not necessarily guarantee the removal of cysts and pathogens from water. Effective cyst and pathogen reduction is dependent on the complete system design and on the operation and maintenance of the system.
- Permeate obtained from the first hour of operation should be discarded.

Regulatory Note

This product may be subject to drinking water application restrictions in some countries; please check the application status before use and sale.

Have a question? Contact us at:

www.dupont.com/water/contact-us

All information set forth herein is for informational purposes only. This information is general information and may differ from that based on actual conditions. Customer is responsible for determining whether products and the information in this document are appropriate for Customer's use and for ensuring that Customer's workplace and disposal practices are in compliance with applicable laws and other government enactments. The product shown in this literature may not be available for sale and/or available in all geographies where DuPont is represented. The claims made may not have been approved for use in all countries. Please note that physical properties may vary depending on certain conditions and while operating conditions stated in this document are intended to lengthen product lifespan and/or improve product performance, it will ultimately depend on actual circumstances and is in no event a guarantee of achieving any specific results. DuPont assumes no obligation or liability for the information in this document. References to "DuPont" or the "Company" mean the DuPont legal entity selling the products to Customer unless otherwise expressly noted. NO WARRANTIES ARE GIVEN; ALL IMPLIED WARRANTIES OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE ARE EXPRESSLY EXCLUDED. No freedom from infringement of any patent or trademark owned by DuPont or others is to be inferred.

© 2022 DuPont. DuPont™, the DuPont Oval Logo, and all trademarks and service marks denoted with ™, SM or ® are owned by affiliates of DuPont de Nemours Inc., unless otherwise noted.





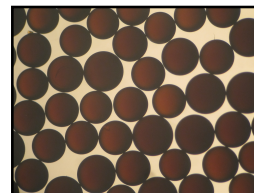
Product Data Sheet

AmberLite™ HPR2800 H Ion Exchange Resin

Uniform Particle Size, Macroporous, Strong Acid Cation Exchange Resin for Condensate Polishing for the Power Industry and Industrial Demineralization Applications

Description

AmberLite™ HPR2800 H Ion Exchange Resin is a high-quality resin for use in condensate polishing beds at fossil-fired electric generating stations, process condensate, and industrial demineralization applications when a combination of exceptional physical stability, simple and reliable operation, and long resin life is required.



AmberLite™ HPR2800 H is compatible with all system technologies and bed configurations. In mixed bed applications, the dark color of this cation resin is designed to allow easy visual distinction from the light-colored anion resin following backwash separation. For maximum resistance to surface fouling, this macroporous cation resin should be paired with a macroporous anion resin such as AmberLite™ HPR900 OH Ion Exchange Resin or AmberLite™ HPR9000 OH Ion Exchange Resin.

AmberLite™ HPR8300 H Ion Exchange Resin is the weak acid cation resin best paired with AmberLite™ HPR2800 H for optimal performance in new and retrofitted layered beds.

AmberLite™ HPR2800 H is compliant with the China National Standard specifications for fossil power condensate polishing applications, including the China Strong Osmotic Ball Mill test.

Resin Pairings

Recommended pairing in condensate polishing:

- AmberLite™ HPR900 OH Ion Exchange Resin (macroporous)

Recommended pairing in industrial demineralization applications:

- AmberLite™ HPR8300 H Ion Exchange Resin (macroporous) – for layered bed
- AmberLite™ HPR9000 OH Ion Exchange Resin (macroporous) – for mixed bed
- AmberLite™ HPR900 OH Ion Exchange Resin (macroporous) – for mixed bed

Additional options in condensate polishing:

- AmberLite™ HPR9000 OH Ion Exchange Resin (macroporous)
- AmberLite™ HPR9000 SO₄ Ion Exchange Resin (macroporous)
- AmberLite™ HPR900 SO₄ Ion Exchange Resin (macroporous)

Additional pairing in industrial demineralization applications:

- AmberLite™ HPR9200 Cl Ion Exchange Resin (macroporous) – for mixed bed

Applications

- Systems requiring exceptionally high osmotic stability
- Condensate polishing
- Demineralization, ideally when treating water with:
 - High oxidant level
 - High temperature on the cation resin
- Mixed bed polishing

System Designs

Compatible with all system technologies and bed configurations

- Co-current
- Counter-current / Hold-down
- Layered beds
- Packed beds
- Mixed beds

Historical Reference

AmberLite™ HPR2800 H Ion Exchange Resin has previously been sold as AMBERJET™ 2800 H Ion Exchange Resin.

Typical Properties

Physical Properties	
Copolymer	Styrene-divinylbenzene
Matrix	Macroporous
Type	Strong acid cation
Functional Group	Sulfonic acid
Physical Form	Dark brown, opaque, spherical beads
Chemical Properties	
Ionic Form as Shipped	H ⁺
Total Exchange Capacity	≥ 1.70 eq/L (H ⁺ form)
Water Retention Capacity	52.0 – 58.0% (H ⁺ form)
Ionic Conversion	
H ⁺	≥ 99%
Particle Size §	
Particle Diameter	800 ± 100 µm
Uniformity Coefficient	≤ 1.20
< 300 µm	≤ 0.2%
< 500 µm	≤ 1.0%
> 1180 µm	≤ 1.0%
Stability	
Whole Uncracked Beads	≥ 95%
Strong Osmotic Ball Mill Test	≥ 90%
Swelling	Na ⁺ → H ⁺ : 7%
Density	
Particle Density	1.19 g/mL
Shipping Weight	755 g/L

§ For additional particle size information, please refer to the [Particle Size Distribution Cross Reference Chart](#) (Form No. 45-D00954-en).

Suggested Operating Conditions

Temperature Range (H ⁺ form)	5 – 150°C (41 – 302°F)
pH Range (Stable)	0 – 14

For additional information regarding recommended minimum bed depth, operating conditions, and regeneration conditions for [mixed beds](#) (Form No. 45-D01127-en) or [separate beds](#) (Form No. 45-D01131-en) in water treatment, please refer to our Tech Facts.

Hydraulic Characteristics

Estimated bed expansion of AmberLite™ HPR2800 H Ion Exchange Resin as a function of backwash flowrate and temperature is shown in Figure 1.

Estimated pressure drop for AmberLite™ HPR2800 H as a function of service flowrate and temperature is shown in Figure 2. These pressure drop expectations are valid at the start of the service run with clean water.

Figure 1: Backwash Expansion

Temperature = 10 – 60°C (50 – 140°F)

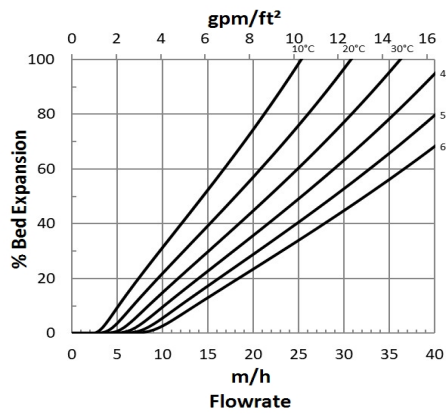
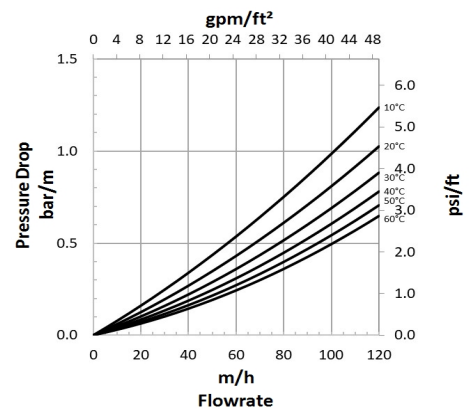


Figure 2: Pressure Drop

Temperature = 10 – 60°C (50 – 140°F)



Product Stewardship

DuPont has a fundamental concern for all who make, distribute, and use its products, and for the environment in which we live. This concern is the basis for our product stewardship philosophy by which we assess the safety, health, and environmental information on our products and then take appropriate steps to protect employee and public health and our environment. The success of our product stewardship program rests with each and every individual involved with DuPont products—from the initial concept and research, to manufacture, use, sale, disposal, and recycle of each product.

Customer Notice

DuPont strongly encourages its customers to review both their manufacturing processes and their applications of DuPont products from the standpoint of human health and environmental quality to ensure that DuPont products are not used in ways for which they are not intended or tested. DuPont personnel are available to answer your questions and to provide reasonable technical support. DuPont product literature, including safety data sheets, should be consulted prior to use of DuPont products. Current safety data sheets are available from DuPont.

Please be aware of the following:

- **WARNING:** Oxidizing agents such as nitric acid attack organic ion exchange resins under certain conditions. This could lead to anything from slight resin degradation to a violent exothermic reaction (explosion). Before using strong oxidizing agents, consult sources knowledgeable in handling such materials.

Have a question? Contact us at:

www.dupont.com/water/contact-us

All information set forth herein is for informational purposes only. This information is general information and may differ from that based on actual conditions. Customer is responsible for determining whether products and the information in this document are appropriate for Customer's use and for ensuring that Customer's workplace and disposal practices are in compliance with applicable laws and other government enactments. The product shown in this literature may not be available for sale and/or available in all geographies where DuPont is represented. The claims made may not have been approved for use in all countries. Please note that physical properties may vary depending on certain conditions and while operating conditions stated in this document are intended to lengthen product lifespan and/or improve product performance, it will ultimately depend on actual circumstances and is in no event a guarantee of achieving any specific results. DuPont assumes no obligation or liability for the information in this document. References to "DuPont" or the "Company" mean the DuPont legal entity selling the products to Customer unless otherwise expressly noted. NO WARRANTIES ARE GIVEN; ALL IMPLIED WARRANTIES OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE ARE EXPRESSLY EXCLUDED. No freedom from infringement of any patent or trademark owned by DuPont or others is to be inferred.

© 2022 DuPont. DuPont™, the DuPont Oval Logo, and all trademarks and service marks denoted with ™, SM or ® are owned by affiliates of DuPont de Nemours Inc., unless otherwise noted.





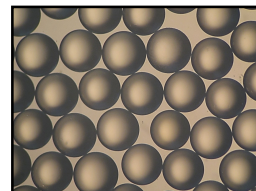
Product Data Sheet

DuPont™ AmberLite™ HPR4800 OH Ion Exchange Resin

Uniform Particle Size, Gel, Strong Base Anion Exchange Resin for Industrial Demineralization Applications

Description

DuPont™ AmberLite™ HPR4800 OH Ion Exchange Resin is a high-quality resin for use in industrial demineralization applications when high performance, high purity water, and cost-effective operation is required. The chemical properties and particle size of the resin have been optimized to help yield excellent operating capacity and rinse characteristics, while reducing chemical regenerant and rinse water usage.



AmberLite™ HPR4800 OH is compatible with all system technologies; it has the flexibility to be used in the lead single anion bed and in mixed bed polishers. The OH⁻ form offers a quick start-up in single beds. In mixed bed applications, the particle size is designed to enhance separability, and the light color of this anion resin allows easy visual distinction from the dark-colored cation resin following backwash separation.

Resin Pairings

Recommended pairing in mixed bed applications:

- AmberLite™ HPR1200 H Ion Exchange Resin (gel)
- AmberLite™ HPR1300 H Ion Exchange Resin (gel)

Applications

- Demineralization
 - Ideally when treating water with:
 - High percentage of silica
 - When the treatment goal is:
 - Removal of strong and weak acids
 - Lowest silica leakage
- Mixed bed polishing

System Designs

Compatible with all system technologies:

- Co-current
- Counter-current / Hold-down
- Packed beds
- Mixed beds

Historical Reference

AmberLite™ HPR4800 OH Ion Exchange Resin has previously been sold as DOWEX MARATHON™ A OH Ion Exchange Resin.

Typical Properties

Physical Properties	
Copolymer	Styrene-divinylbenzene
Matrix	Gel
Type	Strong base anion, Type I
Functional Group	Trimethylammonium
Physical Form	Amber, translucent, spherical beads
Chemical Properties	
Ionic Form as Shipped	OH ⁻
Total Exchange Capacity	≥ 1.0 eq/L (OH ⁻ form)
Water Retention Capacity	58.0 – 74.0% (OH ⁻ form)
Ionic Conversion	
OH ⁻	≥ 95%
CO ₃ ²⁻	≤ 5%
Particle Size §	
Particle Diameter	610 ± 50 µm
Uniformity Coefficient	≤ 1.1
< 300 µm	≤ 0.3%
> 850 µm	≤ 1.0%
Stability	
Whole Uncracked Beads	≥ 95%
Swelling	Cl ⁻ → OH ⁻ : 20%
Density	
Particle Density	1.07 g/mL
Shipping Weight	640 g/L

§ For additional particle size information, please refer to the [Particle Size Distribution Cross Reference Chart](#) (Form No. 45-D00954-en).

Suggested Operating Conditions

Temperature Range	
OH ⁻ form ‡	5 – 60°C (41 – 140°F)
Cl ⁻ form	5 – 100°C (41 – 212°F)
pH Range	
Service Cycle	1 – 14
Stable	0 – 14

‡ Operating at elevated temperatures, for example above 60 – 70°C (140 – 158°F), may impact resin life. Contact our technical representative for details.

Hydraulic Characteristics

Estimated bed expansion of DuPont™ AmberLite™ HPR4800 OH Ion Exchange Resin as a function of backwash flowrate and temperature is shown in Figure 1.

Estimated pressure drop for AmberLite™ HPR4800 OH as a function of service flowrate and temperature is shown in Figure 2. These pressure drop expectations are valid at the start of the service run with clean water.

Figure 1: Backwash Expansion

Temperature = 10 – 60°C (50 – 140°F)

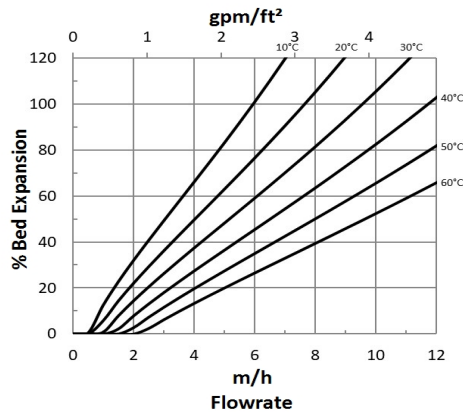
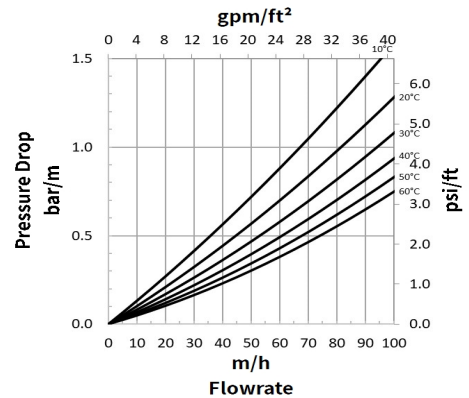


Figure 2: Pressure Drop

Temperature = 10 – 60°C (50 – 140°F)



Product Stewardship

DuPont has a fundamental concern for all who make, distribute, and use its products, and for the environment in which we live. This concern is the basis for our product stewardship philosophy by which we assess the safety, health, and environmental information on our products and then take appropriate steps to protect employee and public health and our environment. The success of our product stewardship program rests with each and every individual involved with DuPont products—from the initial concept and research, to manufacture, use, sale, disposal, and recycle of each product.

Customer Notice

DuPont strongly encourages its customers to review both their manufacturing processes and their applications of DuPont products from the standpoint of human health and environmental quality to ensure that DuPont products are not used in ways for which they are not intended or tested. DuPont personnel are available to answer your questions and to provide reasonable technical support. DuPont product literature, including safety data sheets, should be consulted prior to use of DuPont products. Current safety data sheets are available from DuPont.

Please be aware of the following:

- **WARNING:** Oxidizing agents such as nitric acid attack organic ion exchange resins under certain conditions. This could lead to anything from slight resin degradation to a violent exothermic reaction (explosion). Before using strong oxidizing agents, consult sources knowledgeable in handling such materials.

Have a question? Contact us at:

www.dupont.com/water/contact-us

All information set forth herein is for informational purposes only. This information is general information and may differ from that based on actual conditions. Customer is responsible for determining whether products and the information in this document are appropriate for Customer's use and for ensuring that Customer's workplace and disposal practices are in compliance with applicable laws and other government enactments. The product shown in this literature may not be available for sale and/or available in all geographies where DuPont is represented. The claims made may not have been approved for use in all countries. Please note that physical properties may vary depending on certain conditions and while operating conditions stated in this document are intended to lengthen product lifespan and/or improve product performance, it will ultimately depend on actual circumstances and is in no event a guarantee of achieving any specific results. DuPont assumes no obligation or liability for the information in this document. References to "DuPont" or the "Company" mean the DuPont legal entity selling the products to Customer unless otherwise expressly noted. NO WARRANTIES ARE GIVEN; ALL IMPLIED WARRANTIES OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE ARE EXPRESSLY EXCLUDED. No freedom from infringement of any patent or trademark owned by DuPont or others is to be inferred.

© 2022 DuPont. DuPont™, the DuPont Oval Logo, and all trademarks and service marks denoted with ™, ℠ or ® are owned by affiliates of DuPont de Nemours Inc., unless otherwise noted.

DOWEX MARATHON™ is a trademark of The Dow Chemical Company.





WATER APPLICATION VALUE ENGINE WATER SOLUTIONS

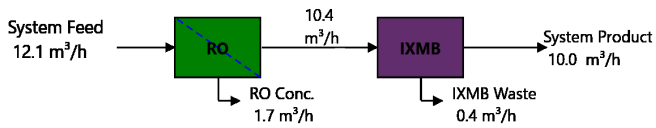
WAVE Program Version: 1.82.824

Calculation Engine Version: 01.12.06.00

Database Version: 34

**Project Name:** Wave--4/30/2022 Prueba con velocidades**Case Name:** Velocidad 45**Customer:****Prepared by:** Wave Tango**Company:** DuPont**Country:****Date Created:** August 19, 2022**Project Notes:****Case #:** 8 of: 8**Case Notes:** Case 8**Keywords:**

Information provided is offered in good faith, but without guarantees. Users of such information assume all risk and liability and expressly release DuPont de Nemours Inc. and its subsidiaries, officers and agents from any and all liability. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, users of information set forth herein or generated during use of WAVE are responsible for determining suitability of the information. Neither DuPont nor its subsidiaries assume any liability for results obtained or damages incurred from the use of information provided and TO THE FULLEST EXTENT PERMITTED BY LAW, EXPRESSLY DISCLAIM ALL WARRANTIES, EXPRESSED OR IMPLIED, INCLUDING WARRANTIES OF MERCHANTABILITY AND FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE. Users will not export or re-export any information or technology received from DuPont or its subsidiaries, or the direct products or designs based upon such information or technology in violation of the export-control or customs laws or regulations of any country, including those of the United States of America. DuPont™, DuPont Oval Logo, and all products denoted with ® or ™ are trademarks or registered trademarks of DuPont or its affiliates. Copyright © 2020 DuPont. DOWEX™, DOWEX MONOSPHERE™, DOWEX MARATHON™, DOWEX UPCORE™ are a trademark of The Dow Chemical Company used under license by DuPont.



		Reverse Osmosis	IX MB Polish
Feed	Flow Rate (m ³ /h)	12.1	10.4
	TDS (mg/L)	341.4 ^a	162.1 ^b
	pH	7.7	4.6
	Pressure (bar)	8.5	2.3
	Temperature (°C)	250,0	250,0
Product	Flow Rate (m ³ /h)	10.4	10.0
	TDS (mg/L)	8.6 ^a	0.151 ^b
	pH	4.6	7.0
	Recovery	86.3 %	95.8 %
	Operating Costs (\$/h)	2.0	2.8
	Specific Energy (kWh/m ³)	0.34	0.090
	Operating Cost (\$/m ³)	0.188	0.276
System	Specific Energy (kWh/m ³)	0.44	
	Operating Cost (\$/m ³)	0.48	
	Feed Flow Rate (m ³ /h)	12.1	
	Product Flow Rate (m ³ /h)	10.0	
	Recovery	82.3 %	

Footnotes:

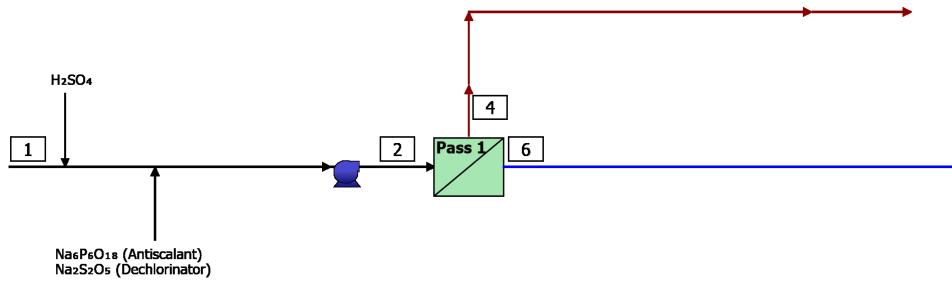
^aTotal Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B(OH)₃. It does not include NH₃ and CO₂

^bTotal Dissolved Solutes includes ions, SiO₂, B(OH)₃, NH₃ and CO₂ as H₂CO₃



RO Detailed Report

RO System Flow Diagram



#	Description	Flow (m ³ /h)	TDS (mg/L)	Pressure (bar)
1	Raw Feed to RO System	12.1	341.4	0.0
2	Net Feed to Pass 1	12.1	341.5	8.5
4	Total Concentrate from Pass 1	1.70	2,394	5.1
6	Net Product from RO System	10.4	8.61	0.0

RO System Overview

Total # of Trains	1	Online =	1	Standby =	0	RO Recovery	86.3 %
System Flow Rate	(m ³ /h)	Net Feed =	12.1	Net Product =	10.4		

Pass	Pass 1
Stream Name	Stream 1
Water Type	Municipal Water (SDI < 5)
Number of Elements	66
Total Active Area (m ²)	478
Feed Flow per Pass (m ³ /h)	12.1
Feed TDS ^a (mg/L)	341.5
Feed Pressure (bar)	8.5
Flow Factor Per Stage	0.85, 0.85, 0.85
Permeate Flow per Pass (m ³ /h)	10.4
Pass Average flux (LMH)	21.8
Permeate TDS ^a (mg/L)	8.61
Pass Recovery	86.0 %
Average NDP (bar)	6.2
Specific Energy (kWh/m ³)	0.34
Temperature (°C)	25.0
pH	5.5 (After Adjustment)
Chemical Dose	3.0 mg/L $Na_2S_2O_5$ 5.0 mg/L $Na_6P_6O_{18}$ 118.0 mg/L H_2SO_4
RO System Recovery	86.0 %
Net RO System Recovery	86.0 %

Footnotes:

^aTotal Dissolved Solids includes ions, SiO_2 and $B(OH)_3$. It does not include NH_3 and CO_2


RO Flow Table (Stage Level) - Pass 1

Stage	Elements	#PV	#Els per PV	Feed				Concentrate			Permeate			
				Feed Flow	Recirc Flow	Feed Press	Boost Press	Conc Flow	Conc Press	Press Drop	Perm Flow	Avg Flux	Perm Press	Perm TDS
				(m ³ /h)	(m ³ /h)	(bar)	(bar)	(m ³ /h)	(bar)	(bar)	(m ³ /h)	(LMH)	(bar)	(mg/L)
1	BW30-4040	6	6	12.1	0.00	7.5	0.0	5.80	6.8	0.7	6.34	24.3	0.0	6.18
2	BW30-4040	3	6	5.80	0.0	6.6	0.0	3.13	5.9	0.7	2.67	20.5	0.0	9.75
3	BW30-4040	2	6	3.13	0.0	5.7	0.0	1.70	5.1	0.5	1.43	16.5	0.0	17.32

RO Solute Concentrations - Pass 1

Concentrations (mg/L as ion)									
	Raw Feed	pH Adj. Feed	Concentrate			Permeate			
			Stage1	Stage2	Stage3	Stage1	Stage2	Stage3	Total
NH ₄ ⁺	0.05	0.05	0.10	0.18	0.32	0.00	0.00	0.00	0.00
K ⁺	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Na ⁺	23.38	23.38	48.25	88.38	160.9	0.63	1.18	2.32	1.00
Mg ⁺²	12.16	12.16	25.33	46.76	85.82	0.11	0.20	0.39	0.17
Ca ⁺²	63.60	63.60	132.5	244.7	449.0	0.54	1.01	2.01	0.86
Sr ⁺²	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba ⁺²	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₃ ⁻²	0.00	0.00	0.00	0.01	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO ₃ ⁻	26.59	26.59	54.63	100.1	182.2	2.35	2.70	3.50	2.58
NO ₃ ⁻	5.45	5.45	10.96	19.65	34.96	0.42	0.76	1.47	0.65
F ⁻	0.32	0.32	0.66	1.22	2.21	0.01	0.01	0.03	0.01
Cl ⁻	39.56	39.56	82.10	151.1	276.3	0.64	1.22	2.43	1.04
Br ⁻¹	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO ₄ ⁻²	170.1	170.1	354.5	654.7	1,202	1.33	2.47	4.91	2.11
PO ₄ ⁻³	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.03	0.03	0.04	0.06	0.07	0.02	0.03	0.04	0.03
CO ₂	109.9	109.9	110.2	110.2	110.2	108.8	109.0	109.3	109.0
TDS ^a	371.6	341.4	709.3	1,307	2,394	6.18	9.75	17.32	8.61
Cond. μS/cm	549	620	1,235	2,173	3,760	19	25	37	23
pH	7.7	5.5	5.8	6.0	6.2	4.6	4.6	4.7	4.6

Footnotes:

^aTotal Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B(OH)₃. It does not include NH₃ and CO₂
RO Design Warnings

None

Special Comments

None

RO Flow Table (Element Level) - Pass 1



Stage	Element	Element Name	Recovery (%)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Feed TDS (mg/L)	Conc Flow (m ³ /h)	Perm Flow (m ³ /h)	Perm Flux (LMH)	Perm TDS (mg/L)
1	1	BW30-4040	9.2	2.02	7.5	341.5	1.84	0.19	25.7	3.32
1	2	BW30-4040	9.9	1.84	7.3	375.6	1.66	0.18	25.0	3.67
1	3	BW30-4040	10.7	1.66	7.2	416.4	1.48	0.18	24.5	4.07
1	4	BW30-4040	11.8	1.48	7.0	465.8	1.30	0.17	24.0	4.56
1	5	BW30-4040	13.1	1.30	6.9	527.2	1.13	0.17	23.5	5.17
1	6	BW30-4040	14.8	1.13	6.8	605.6	0.97	0.17	23.1	5.96
2	1	BW30-4040	8.2	1.93	6.6	709.3	1.78	0.16	22.0	6.26
2	2	BW30-4040	8.7	1.78	6.4	772.3	1.62	0.15	21.3	6.89
2	3	BW30-4040	9.3	1.62	6.3	845.2	1.47	0.15	20.7	7.63
2	4	BW30-4040	9.9	1.47	6.1	930.7	1.32	0.15	20.2	8.49
2	5	BW30-4040	10.7	1.32	6.0	1,032	1.18	0.14	19.6	9.52
2	6	BW30-4040	11.7	1.18	5.9	1,155	1.04	0.14	19.1	10.80
3	1	BW30-4040	8.3	1.57	5.7	1,307	1.44	0.13	17.9	11.91
3	2	BW30-4040	8.8	1.44	5.5	1,424	1.31	0.13	17.3	13.25
3	3	BW30-4040	9.3	1.31	5.4	1,559	1.19	0.12	16.8	14.83
3	4	BW30-4040	9.9	1.19	5.3	1,717	1.07	0.12	16.2	16.73
3	5	BW30-4040	10.6	1.07	5.3	1,903	0.96	0.11	15.6	19.07
3	6	BW30-4040	11.3	0.96	5.2	2,125	0.85	0.11	15.0	22.01

Footnotes:

*Total Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B(OH)₃. It does not include NH₃ and CO₂

RO Solubility Warnings

Warning	Pass No
CaF ₂ (% saturation) > 100	1
Anti-scalants may be required. Consult your anti-scalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.	1

RO Chemical Adjustments

	Pass 1 Feed before pH Adjust	Pass 1 Feed After pH Decrease	RO 1 st Pass Conc
pH	7.7	5.5	6.2
Langelier Saturation Index	0.16	-2.85	-0.51
Stiff & Davis Stability Index	0.85	-2.20	-0.58
TDS* (mg/l)	371.6	341.4	2,394
Ionic Strength (molal)	0.01	0.01	0.06
HCO ₃ ⁻ (mg/L)	171.7	26.59	182.2
CO ₂ (mg/l)	4.73	110.0	110.2
CO ₃ ⁻² (mg/L)	0.71	0.00	0.05
CaSO ₄ (% saturation)	0.85	2.6	64.6
BaSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% saturation)	1.5	1.3	123.3
SiO ₂ (% saturation)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% saturation)	0.00	0.00	0.00

Footnotes:

*Total Dissolved Solids includes ions, SiO₂ and B(OH)₃. It does not include NH₃ and CO₂





RO Utility and Chemical Costs

Service Water

	Flow Rate (m ³ /h)	Unit Cost (\$/m ³)	Hourly Cost (\$/h)	Daily Cost (\$/d)
Non-Product Feed Water				
Pass 1	1.7	0.1400	0.24	5.71
Total Non-product Feed Water Cost	1.7		0.24	5.71
Waste Water Disposal				
Pass 1	1.7	0.6900	1.17	28.13
Total Waste Water Disposal	1.7		1.17	28.13
Total Service Water Cost				33.84

Electricity

Peak Power	(kW)	3.6
Energy	(kWh/d)	86.1
Electricity Unit Cost	(\$/kWh)	0.0900
Electricity Cost	(\$/d)	7.8
Specific Energy	(kWh/m ³)	0.34

Pump	Flow Rate (m ³ /h)	Power (kW)	Energy (kWh/d)	Cost (\$/d)
Pass 1				
Feed	12.14	3.59	86.14	7.75
Pass 1 Total		3.59	86.14	7.75
System Total		3.59	86.14	7.75

Chemical

Chemical	Unit Cost (\$/kg)	Dose 100% (mg/L)	Volume (L/d)	Cost (\$/d)
Na ₂ S ₂ O ₅ (100%)(Pass 1)	2.070	3.0	0.6	1.81
Na ₆ P ₆ O ₁₈ (100%)(Pass 1)	1.000	5.0	0.6	1.46
H ₂ SO ₄ (98%)	0.060			
Pass 1		118.0	19.0	2.10
Total Chemical Cost				5.4

Utility and Chemical Cost	(\$/d)	47.0
Specific Water Cost	(\$/m ³)	0.188

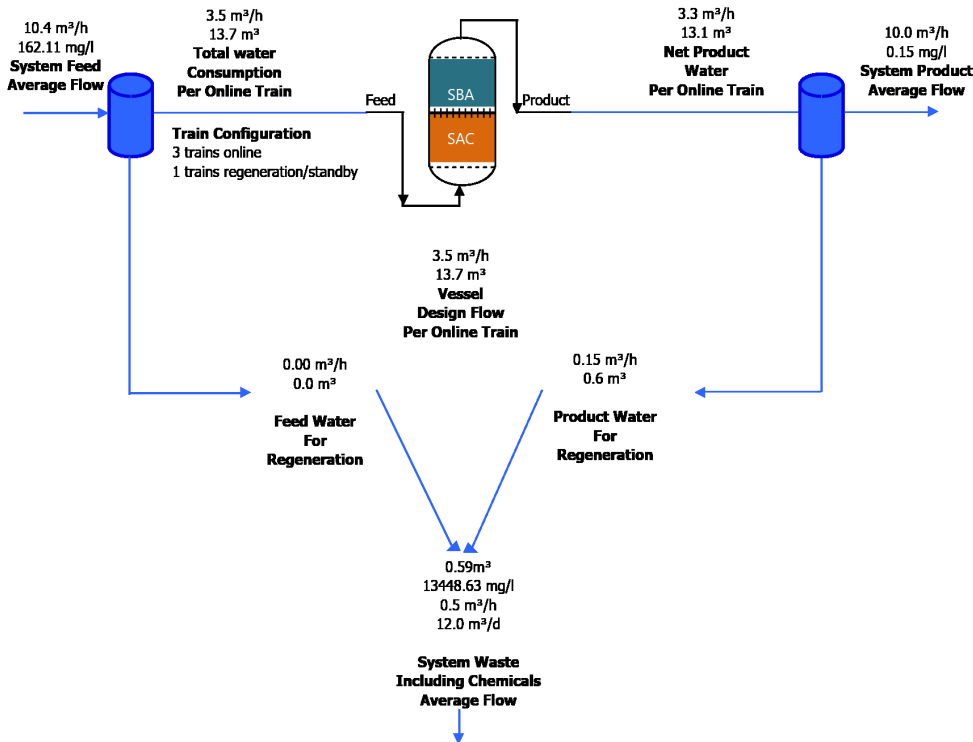
Information provided is offered in good faith, but without guarantees. Users of such information assume all risk and liability and expressly release DuPont de Nemours Inc. and its subsidiaries, officers and agents from any and all liability. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, users of information set forth herein or generated during use of WAVE are responsible for determining suitability of the information. Neither DuPont nor its subsidiaries assume any liability for results obtained or damages incurred from the use of information provided and TO THE FULLEST EXTENT PERMITTED BY LAW, EXPRESSLY DISCLAIM ALL WARRANTIES, EXPRESSED OR IMPLIED, INCLUDING WARRANTIES OF MERCHANTABILITY AND FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE. Users will not export or re-export any information or technology received from DuPont or its subsidiaries, or the direct products or designs based upon such information or technology in violation of the export-control or customs laws or regulations of any country, including those of the United States of America. DuPont™, DuPont Oval Logo, and all products denoted with ® or ™ are trademarks or registered trademarks of DuPont or its affiliates. Copyright © 2020 DuPont. DOWEX™, DOWEX MONOSPHERE™, DOWEX MARATHON™, DOWEX UPCORE™ are a trademark of The Dow Chemical Company used under license by DuPont.





IX Detailed Report

IX System Overview



IX Process	RO Permeate Polishing	
Layout	[SAC SBA]	
#Trains	Online = 3	Regeneration = 1
System Average Flow Rate (m ³ /h)	Feed = 10	Product = 10
Net Product Flow Rate per Train (m ³ /h)		3.3
Throughput per Train per Cycle (m ³)	Gross = 13.7	Net = 13.1
System Recovery (%)	95.8	
Estimated Run Time (h)	3.93	
Estimated Regeneration Time (h)	2.77	

IX Resins and Vessels





Resin Type		SAC	SBA
Vessel Type		AMBERPACK	AMBERPACK
Design Flow Rate	(m ³ /h)	3.5	3.5
Resin Name		AmberLite™ HPR2800 H	AmberLite™ HPR4200 OH
Ionic Form (Delivered)		H	OH
Resin Volume (Delivered Form)	(m ³)	0.083	0.093
Ionic Form (Reference)		Na	Cl
Resin Volume (Reference Form)	(m ³)	0.078	0.078
Potential Runtime	(h)	202.56	3.93
Potential Throughput	(m ³)	705	13.7
Operating Capacity	(eq/L)	0.96	0.48
Effective Operating Capacity	(eq/L)	0.02	0.46
Ionic Load	(eq)	1	36
Organic (TOC) Loading	(g/L TOC)		0.01
Regenerant		HCl	NaOH
Regeneration Dose	(g/L)	50.0	45.0
Regeneration Ratio	(%)	7,716	245
Excess Regenerant	(eq)	105	17
Vessel Outside Diameter	(mm)	300	300
Bed Depth (Delivered)	(mm)	1,310	1,468
Bed Depth (Reference)	(mm)	1,225	1,223
Freeboard	(mm)	50	50
Specific Velocity	(BV/h)	45	45
Linear Velocity	(m/h)	55	55
Resin ΔP @ 25.0 °C	(bar)	0.45	0.63
Capacity Safety Factor		0.018	0.950

Computation performed without adjustment.

*Combined resin pressure drop includes the pressure drop due to the inert resin.

IX Water Quality

	Feed	Required Average	Required EndPoint	Estimated Average
pH @ 25.0 °C	4.58	-	-	6.97
Conductivity @ 25 °C	(μS/cm)	22.8	0.12	0.22
Na	(mg/L)	1.002	0.010	0.020
SiO ₂	(mg/L)	0.000	0.010	0.020

**The reported IX product conductivity is a worst-case assuming all B(OH)₃ breaks through.

Additional Feed Water Information

IX Design Warnings

Design Warning	Limit	Estimate	Resin
Number of regeneration trains < Min	3	1	System

IX System Overview



Flow Rates				
		System Average Flow Rate	Online Train per Cycle	
			Flow Rate	Volume
System Feed	(m ³ /h)	10.4		
Bypass	(m ³ /h)	0.0		
Total Water Consumption	(m ³ /h)	10.4	3.5	13.7 m ³
Total Regeneration Water	(m ³ /h)	-0.4	-0.2	-0.582 m ³
Net Product Water	(m ³ /h)	10.0	3.3	13.1 m ³
Bypass	(m ³ /h)	0.0		
System Product	(m ³ /h)	10.0		
IX Recovery		95.75 %		
System Overall Recovery (Including Bypass)		95.75 %		

Cycle Times		
		Overall System
Regeneration Cycle	(h)	2.77
Loading Cycle	(h)	3.94
Complete Cycle	(h)	6.71
Cycles per Online Train per Day		6.10


IX Resins

IX Resin Type, Volume, Height, Capacity			
Resin #		1	2
Name		AmberLite™ HPR2800 H	AmberLite™ HPR4200 OH
Ionic Form Delivered		H	OH
Volume			
Delivered	(m ³)	0.083	0.093
Reference	(m ³)	0.078	0.078
Exhausted	(m ³)	0.080	0.089
Regenerated	(m ³)	0.083	0.093
Height			
Delivered	(mm)	1,310	1,468
Reference	(mm)	1,225	1,223
Exhausted	(mm)	1,260	1,398
Regenerated	(mm)	1,310	1,468
Capacity Summary			
Safety Factor		0.018	0.950
Operating Capacity	(eq/L)	0.96	0.48
Effective Operating Capacity	(eq/L)	0.02	0.46
Organic (TOC) Loading	(g/L TOC)		0.008


IX Vessels

IX Vessel Size, Hydraulics, and Pressure Drop		
Vessel #		1
Vessel Type		Amberpack Sandwich
Regeneration System		AMBERPACK
Diameter:		
Outside	(mm)	300
Inside	(mm)	284
Internal Area	(m ²)	0.063
Compartment 1		
Resin		AmberLite™ HPR2800 H
Resin Maximum Height	(mm)	1,310
Specific Velocity	(BV/h)	45
Linear Velocity	(m/h)	55
Resin ΔP: Loading	(bar)	0.45
Compartment Wall Height	(mm)	1,360
Freeboard	(mm)	50
Compartment 2		
Resin		AmberLite™ HPR4200 OH
Resin Maximum Height	(mm)	1,468
Specific Velocity	(BV/h)	45
Linear Velocity	(m/h)	55
Resin ΔP: Loading	(bar)	0.63
Compartment Wall Height	(mm)	1,518
Freeboard	(mm)	50
Combined Compartment Wall Height	(mm)	2,878
Vessel ΔP	(bar)	1.33
System ΔP	(bar)	1.33
Estimated Feed Pressure	(bar)	2.33

IX Regeneration

IX Chemical Consumption			
Regeneration Protocol		1	2
Regenerant		HCl	NaOH
Bulk Concentration	(%)	32	50
Unit Cost	(\$/kg)	0.10	0.26
Regeneration Temperature	(°C)	25.0	25.0
Dose			
Weight Basis	(g/L)	50.0	45.0
Consumption			
per Regeneration			
@ Bulk Concentration	(kg)	12	7
@ 100 % Basis	(kg)	4	3
per Day			
@ Bulk Concentration	(kg/day)	221.8	127.6
@ 100 % Basis	(kg/day)	71.0	63.8
Daily Cost	(\$/day)	22.18	32.93



Total Chemical Cost	(\$/day)	55.11
---------------------	----------	-------



IX Service Water Consumption			
		Feed	Product
Volume per Regeneration	(m ³ /regen)	0.0	0.6
Volume per Day	(m ³ /day)	0.0	10.7

IX Regeneration Efficiency			
Individual Resin		1	2
Ionic Loading	(eq)	1	36
Regen. Requirements	(eq)	1	70
Total Regenerant	(eq)	106	87
Regeneration Ratio		7,716 %	245 %
Effective Regeneration Ratio		7,716 %	124 %

IX Regeneration Protocol									
	Conc (%)	Flow Rate		Linear Velocity (m/h)	Time (min)	Volume		Water Source	
		(m ³ /h)	(BV/h)			(m ³)	(BV)		
Protocol 1									
SAC Resin									
Settling					10.00				
Injection #1	4.00	0.27	3.50	4.29	21.08	0.10	1.23	Demineralized Water	
Displacement Rinse		0.24	3.12	3.82	38.43	0.16	2.00	Demineralized Water	
Fast Rinse Recycle		3.48	44.88	54.96	8.02	0.47	6.00	Recycled water	
Total					77.52	0.25			
Protocol 2									
SBA Resin									
Settling					10.00				
Injection #1	3.00	0.30	3.85	4.71	22.68	0.11	1.46	Demineralized Water	
Displacement Rinse		0.29	3.74	4.58	48.11	0.23	3.00	Demineralized Water	
Fast Rinse Recycle		3.48	44.92	54.96	8.02	0.47	6.00	Recycled water	
Total					88.81	0.35			

Fast Rinse with full recycle



Operation	Power (kW)	Energy (kW-h)		Hourly Cost (\$/d)
		per Regen	per Day	
Feed Pump	0.9		22.0	1.98
Regeneration Protocol 1				
Backwash & Compaction Pump	0.0	0.0		
Regeneration Pump	0.0	0.0		
Fast Rinse Pump	0.0	0.0		
Heating	0.0	0.0		
Regeneration 1 Total	0.0	0.0	0.0	0
Regeneration Protocol 2				
Backwash & Compaction Pump	0.0	0.0		
Regeneration Pump	0.0	0.0		
Fast Rinse Pump	0.1	0.0		
Heating	0.0	0.0		
Regeneration 2 Total	0.1	0.0	0.3	0.03
Total Regeneration			0.4	0.03
Total System			22.4	2.02


IX Water Composition

Ionic Concentration and Other Attributes				
Species		IX Feed	IX Product (Effluent)	IX System Waste
NH ₃ /NH ₄ ⁺ Total	(mg/L)	0.002	0.000	0
K ⁺	(mg/L)	0.000	0.000	0
Na ⁺	(mg/L)	1.002	0.000	3387
Mg ²⁺	(mg/L)	0.169	0.000	4
Ca ²⁺	(mg/L)	0.863	0.000	20
Sr ²⁺	(mg/L)	0.000	0.000	0
Ba ²⁺	(mg/L)	0.000	0.000	0
Total Exchangeable Cations	(meq/L)	0.10	0.00	149
CO ₃ ²⁻	(mg/L)	0.000	0.000	0
HCO ₃ ⁻	(mg/L)	2.584	0.000	0
CO ₂	(mg/L)	108.950	0.000	2547
NO ₃ ⁻	(mg/L)	0.650	0.000	15
F ⁻	(mg/L)	0.013	0.000	0
Cl ⁻	(mg/L)	1.037	0.000	6353
Br ⁻	(mg/L)	0.000	0.000	0
SO ₄ ²⁻	(mg/L)	2.113	0.000	49
PO ₄ ³⁻ /H ₃ PO ₄ /H ₂ PO ₄ ⁻ /HPO ₄ ²⁻ -Total	(mg/L)	0.000	0.000	0
SiO ₂ Total	(mg/L)	0.000	0.000	0
B Total	(mg/L)	0.026	0.026	0
Total Exchangeable Anions	(meq/L)	2.60	0.00	238
TDS	(mg/L)	162.1	0.151	13,449
pH @ 25.0 °C		4.58	6.97	1.50
Hardness	(meq/L)	0.06	0.00	1.31
Total Alkalinity	(meq/L)	0.04	0.00	0.00
Organics (TOC)	(mg/L TOC)	0.44	0.39	1.42
Total Suspended Solids (TSS)	(mg/L)	0.00	0.00	0.00
Conductivity @ 25 °C	(μS/cm)	22.8	0.056	27,163
Temperature	(°C)	25.0	25.0	25.0


IX Utility and Chemical Costs
Service Water

	Average Flowrate (m ³ /h)	Unit Cost (\$/m ³)	Hourly Cost (\$/h)	Daily Cost (\$/d)
Non-Product Feed Water	0.45	0.1400	0.06	1.49
Waste Water Disposal	0.45	0.6900	0.31	7.52
Total Service Water Cost			0.38	9.01

Electricity

Peak Power	(kW)	1.03
Energy	(kWh/d)	22.40
Electricity Unit Cost	(\$/kWh)	0.0900
Electricity Cost	(\$/d)	2.0
Specific Energy	(kWh/m ³)	0.090
Utility and Chemical Cost	(\$/d)	66.14
Specific Water Cost	(\$/m ³)	0.276

Information provided is offered in good faith, but without guarantees. Users of such information assume all risk and liability and expressly release DuPont de Nemours Inc. and its subsidiaries, officers and agents from any and all liability. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, users of information set forth herein or generated during use of WAVE are responsible for determining suitability of the information. Neither DuPont nor its subsidiaries assume any liability for results obtained or damages incurred from the use of information provided and TO THE FULLEST EXTENT PERMITTED BY LAW, EXPRESSLY DISCLAIM ALL WARRANTIES, EXPRESSED OR IMPLIED, INCLUDING WARRANTIES OF MERCHANTABILITY AND FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE. Users will not export or re-export any information or technology received from DuPont or its subsidiaries, or the direct products or designs based upon such information or technology in violation of the export-control or customs laws or regulations of any country, including those of the United States of America. DuPont™, DuPont Oval Logo, and all products denoted with ® or ™ are trademarks or registered trademarks of DuPont or its affiliates. Copyright © 2020 DuPont. DOWEX™, DOWEX MONOSPHERE™, DOWEX MARATHON™, DOWEX UPCORE™ are a trademark of The Dow Chemical Company used under license by DuPont.