



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA EL TRATAMIENTO DE 80 m³/día DE AGUA RESIDUAL DE LA INDUSTRIA TEXTIL

AUTOR: IGNACIO ALCORISA RODRÍGUEZ

TUTOR: MARÍA CINTA VINCENT VELA

Selección BEATRIZ ELENA CUARTAS URIBE

Curso Académico: 2019-20

Agradecimientos

A mi familia, mi madre y mis hermanas, que me han aguantado a mí y a mis frustraciones durante todo el proceso. Me han animado a continuar en momentos difíciles y me han escuchado hablar del proyecto aunque no entendiesen el proceso.

A mis tutoras, Cinta y Beatriz, que me han brindado todo el apoyo y comprensión que se puede dar a alguien en esta situación, que me han aconsejado a lo largo del desarrollo de este trabajo.

A mis compañeros de grado, en quienes he visto la misma tenacidad en sus proyectos como la que quería yo en el mío, que me han animado a esforzarme cuando creía que no podría.

RESUMEN

El objetivo principal del presente TFG es el diseño de una instalación de ósmosis directa para el tratamiento de las aguas residuales de una industria textil. El objetivo de esta instalación es concentrar agua residual de la industria textil como paso previo a la utilización de una evaporación para aproximarnos a vertido cero.

El TFG consta de una primera parte, de trabajo bibliográfico. Se buscará información de distintos estudios sobre ósmosis directa con disoluciones modelo para estudiar la viabilidad de la utilización de la ósmosis directa: selección de la membrana y la disolución de arrastre más adecuadas. En particular se prestará especial atención la posibilidad de utilizar el agua residual del proceso de mercerizado como disolución de arrastre para concentrar las aguas residuales de la industria textil. También se considerará la posibilidad de la recuperación de la corriente de arrastre por distintos métodos, escogiendo la recuperación por ósmosis inversa como el más adecuado.

Finalizada la búsqueda bibliográfica, se seleccionaron las mejores condiciones de operación y diseñó la instalación para tratar un caudal de 80 m³/día en función de los parámetros evaluados.

RESUM

L'objectiu principal del present TFG és el disseny d'una instal·lació d'òsmosi directa per al tractament d'aigües residuals de la indústria tèxtil. L'objectiu d'aquesta instal·lació és concentrar aigua residual provenent de la indústria tèxtil com a pas previ a la utilització d'una evaporació per a aproximar-se a abocament zero.

El TFG consta d'una primera part, de treball bibliogràfic. La recerca es farà per informació de diferents estudis sobre l'òsmosi directa en dissolucions model per estudiar la viabilitat d'utilitzar l'òsmosi directa: selecció de membranes i la dissolució d'arrossegament més adequada.

Es prestarà especial atenció a la possibilitat d'utilitzar l'aigüa del procés de mercerització com a dissolució d'arrossegament per a concentrar les aigües residuals de la indústria tèxtil. Tambè es considerarà la possibilitat de recuperació de la corrent d'arrossegament estudiant diferents mètodes, escollint un procés d'òsmosi inversa com el més adequat.

Finalitzada la recerca bibliogràfica, es van seleccionar les millors condicions d'operació i es disenyà la instal·lació per tractar un cabal de 80 m³/dia en funció dels paràmetres evaluats.

ABSTRACT

The main goal of the current FDP is the design of a forward osmosis plant for textile industry wastewater. The objective of this plant is to concentrate a textile industrial wastewater as a previous step for latter evaporation in order to approach a zero waste point.

This FDP contains a first bibliographic research part. This research will be done in order to get information about forward osmosis processes from different studies, with model solutions in order to evaluate the viability of using a forward osmosis process: membrane selection and the most suitable draw solution.

Special attention will receive the possibility of using wastewater from a mercerization process as draw solution for concentrating textile wastewater. The recovery of this draw solution will also be considered by the study of different methods, choosing a reverse osmosis process as the most adequate for the process.

Once the research is finished, the student will select the most adequate operating conditions and will design the treatment plant for a flow rate of 80 m³/day, depending on the parameters considered.

MEMORIA

ÍNDICE DE LA MEMORIA

CAPÍTULO 1: OBJETIVO DEL PROYECTO Y JUSTIFICACIÓN	1
1.1 OBJETIVO DEL PROYECTO	1
1.2 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	1
CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES	2
2.1 LA INDUSTRIA TEXTIL	2
2.1.1 INTRODUCCION A LA INDUSTRIA TEXTIL	2
2.1.2 PROCESOS DERIVADOS DE LA INDUSTRIA TEXTIL	2
2.1.3 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE TINTURA, ESTAMPADO Y ACABADO EN TEJIDOS	3
2.1.3.1 Operaciones de tintura y acabados	3
2.1.4 CONTAMINACIÓN EN LOS PROCESOS DE TINTURA Y ACABADOS	4
2.1.4.1 Proceso de estampación:	5
2.1.4.2 Proceso de mercerizado	6
2.1.5 LEGISLACIÓN RESPECTO AL VERTIDO DE AGUAS	6
2.1.6 TRATAMIENTOS DE AGUAS RESIDUALES EN LA INDUSTRIA TEXTIL	7
2.1.6.1 Métodos físicos	8
2.1.6.2 Métodos químicos	8
2.1.6.3 Métodos biológicos	9
2.1.7 OTROS MÉTODOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS CONTAMINADAS	9
CAPÍTULO 3: PRESIÓN OSMÓTICA, ÓSMOSIS DIRECTA Y SU CARACTERIZACIÓN	14
3.1 FUNDAMENTOS	14
3.1.1 Fundamento matemático del principio de ósmosis directa	16
3.1.1.1 Ecuaciones principales de transferencia por membranas de ósmosis	16
3.1.1.3 Ecuaciones para el balance de materia	18
3.2 MÓDULOS Y MEMBRANAS DE ÓSMOSIS DIRECTA:	20
3.3 DISOLUCIONES DE ARRASTRE	23
3.3.1 Recuperación de la corriente de arrastre	24
CAPÍTULO 4: MATERIALES	25
4.1 Planta de ósmosis directa a escala de laboratorio	25
CAPÍTULO 5: DISEÑO DE LA INSTALACIÓN	27
5.1 Cálculo del número de membranas	28

5.2 Dimensionado de los depósitos	29
5.3 Módulo de ultrafiltración	30
5.4 Módulo de ósmosis inversa	30
5.5 Dimensionado de tuberías	31
5.6 Dimensionado del sistema de bombeo	33
5.7 Seguridad	37
CAPÍTULO 6: ANÁLISIS ECONÓMICO	39
6.1 Coste de funcionamiento	39
6.2 Costes de materia prima y transporte	40
6.3 Coste de mantenimiento	40
CAPÍTULO 7: CONCLUSIONES	42
CAPÍTULO 8: BIBLIOGRAFÍA	43

CAPÍTULO 1: OBJETIVO DEL PROYECTO Y JUSTIFICACIÓN

1.1 OBJETIVO DEL PROYECTO

El objetivo de este proyecto es el diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales del proceso estampación en la industria textil, mediante un proceso de ósmosis directa y ósmosis inversa que permite recuperar la corriente de arrastre, de caudal de 80m³/día, para la concentración de la corriente residual y favorecer su posterior evaporación.

Los objetivos secundarios del proyecto serán los siguientes:

- Búsqueda bibliográfica
- Estudio de diferentes disoluciones de arrastre, comparando los datos de presión osmótica de otras disoluciones utilizadas en este proceso
- Selección de la disolución de arrastre más adecuada, considerando esta la de mayor flujo de permeado, de forma que el diseño se realizará en referencia a estos datos.

1.2 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Este proyecto tiene principalmente dos justificaciones. La primera es la académica, por tratarse un trabajo de fin de grado, que muestra los conocimientos y competencias adquiridos a lo largo de las asignaturas de los cuatro cursos académicos que componen el grado. Por otro lado, hay un motivo técnico, de ahorro y de repercusión ambiental, que es la combinación de técnicas para evitar el vertido de efluentes contaminantes.

CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES

2.1 LA INDUSTRIA TEXTIL

2.1.1 INTRODUCCION A LA INDUSTRIA TEXTIL

La industria textil es aquella en la que la transformación de las materias primas son fibras animales (lana, cuero...), vegetales (algodón, lino...) o sintéticas (poliéster) se utiliza para la confección de bienes de consumo (calzado, ropa, accesorios, bolsas, etc.) o como complemento para otras industrias (tapicerías, cuerdas...)

La industria textil es de gran importancia tanto de forma económica, social e histórica. La vestimenta no es sólo un bien necesario y fundamental, sino que actúa también como distinción social, por ello desde la época medieval creció tanto en función de la necesidad como del lujo. Durante el siglo XIX, la industria textil fue uno de los grandes impulsores de los bienes de consumo de España. Esto se debe a la influencia y presencia colonial de España en el extranjero, por lo que tenían gran acceso a la materia prima del algodón, cosa que hizo que pasara de abastecer del veinte por ciento al setenta y cinco por ciento de la demanda interna. En esta época aparecen también importantes innovaciones técnicas que favorecieron el desarrollo de la industria, como son el telar mecánico y de vapor. [1,2].

Debido a la gran demanda de bienes de algodón también se requirió un avance en los procesos de coloración, ya que en la expansión al Nuevo Mundo aumentó la demanda de los colores exóticos. Esto supuso un gran avance en diferentes procesos químicos aplicados a la industria textil, como son la aplicación de nuevos métodos de análisis de colorantes y el impulso del blanqueo previo a la coloración de los tejidos gracias al aumento del uso del cloro y derivados. Esto favoreció también la utilización de distintas técnicas de tintado, ya que los avances en máquinas de vapor hicieron que no sólo se utilizase el vapor como fuente energética, sino también como método de calefacción y tintado en baños de tejidos, dando lugar a los *steam colours*. [3]

2.1.2 PROCESOS DERIVADOS DE LA INDUSTRIA TEXTIL

En la industria textil se pueden distinguir un amplio número de actividades, que se pueden desglosar en un conjunto de subsectores:

- Lavado y peinado de lana y pelos
- Preparación e hilado de fibras (hilatura)
- Fabricación de tejidos textiles
- Fabricación de tejidos de punto
- Teñido, estampación y acabado de textiles
- Fabricación de prendas de vestir (confección)
- Fabricación de alfombras y moquetas

- Fabricación de cuerdas, cordeles, redes, etc.
- Fabricación de telas no tejidas

Cabe destacar los procesos de tintura, estampación y acabados, ya que son los procesos donde más carga contaminante hay debido a la utilización de productos químicos en las distintas etapas. Debido a la naturaleza de este trabajo académico, se centrará en este tipo de procesos, concretamente en la etapa de la estampación

2.1.3 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE TINTURA, ESTAMPADO Y ACABADO EN TEJIDOS.

Los procesos de tintura, estampado y acabado se localizan en el subsector del ennoblecimiento textil, el conjunto de actividades las que se le dota al tejido aquellas cualidades que lo conforman como un producto intermedio o final. Estas cualidades dependen tanto del material utilizado para confeccionar el tejido como de otros factores, como son el color y su solidez, su estabilidad dimensional, el tiempo y temperatura de tintado, la cantidad de agua utilizada, la maquinaria empleada y el conjunto de productos químicos utilizados.

Estos procesos determinan las cualidades del producto en cuestión, ya que distintos tipos de materiales requieren distinto tiempo de tintado, o distintos productos químicos, además unos requerirán mayor cantidad de agua y otros menos.

2.1.3.1 Operaciones de tintura y acabados

A continuación se describen las operaciones comunes en los procesos de tintura y acabados, en los cuales se prepara al tejido para aplicar el colorante requerido y se le dota del color en cuestión.

La mayoría de estas operaciones ocurren en un soporte húmedo, habitualmente en un recipiente lleno de líquido (generalmente una disolución o suspensión acuosa), posteriormente el tejido es lavado para eliminar restos de aditivos y prensado para eliminar el exceso de líquido.

La maquinaria empleada difiere de la operación y del material utilizado. Así, se pueden separar en dos grandes etapas:

Preparación: Conjunto de operaciones previas a la tintura en sí, cuya finalidad es asegurar y mantener las cualidades físicas y químicas de los tejidos para que se pueda dar la operación de tintura favoreciendo las reacciones que en este proceso acontecen. De forma más amplia se dice que la preparación de las fibras se encarga de eliminar impurezas de estas y acondicionarlas para la operación de tintura.

Entre estas operaciones destacan las siguientes:

Mercerizado: Operación en la que las fibras celulósicas sufren un ensanchamiento aumentando la superficie de contacto en el proceso de tintura.

Descrudado: Operación en la que se eliminan impurezas naturales de la fibra, y la operación depende de cada tipo de fibra.

Carbonizado: Operación mediante la que se eliminan restos vegetales de difícil eliminación.

Batanado: Operación en el subsector de la lana que le aporta al tejido una mayor densidad y tenacidad.

Proceso de tintura: Proceso en el que se modifica el color del tejido en cualquiera de las formas que se presente, ya sea como producto intermedio o final, utilizando una materia colorante. El objetivo es aumentar al máximo la fijación del colorante en el elemento textil. El proceso se puede separar en tres partes:

- Difusión externa: Donde las moléculas de colorante migran del seno del baño de colorante hasta la superficie de la fibra. En esta primera etapa se aumenta la difusión mejorando las condiciones hidrodinámicas del baño.
- Difusión interna: Las moléculas se difunden desde la superficie de la fibra hasta el interior de esta. Aquí la fuerza impulsora es el gradiente de concentración de colorante, que habrá que hacer que sea el máximo posible.
- Fase reactiva: Donde las moléculas de colorante se fijan en los puntos reactivos de las moléculas de la fibra.

El proceso de tintura puede presentarse tanto de forma continua como por lotes, en baños tipo "batch". En los primeros se alimenta de forma continua el baño de colorante, mientras que en los discontinuos se busca el agotamiento del baño, cosa que sucede en función de la afinidad del colorante y de la relación del baño. [4]

2.1.4 CONTAMINACIÓN EN LOS PROCESOS DE TINTURA Y ACABADOS

Debido a los distintos procesos por los que pasan las fibras y tejidos antes de convertirse en productos finales, además de la utilización de reactivos y colorantes, se generan corrientes residuales que habrá que tratar a posteriori de los procesos. Así se presentan de forma general los contaminantes de las principales corrientes residuales generadas en estos procesos:

Descrudado: La corriente residual presenta trazas de suciedad de fibras, con aguas alcalinas y de alto contenido en DQO (COD en inglés)

Mercerizado: La corriente de agua residual es muy alcalina y presenta materias en suspensión y carga biológica en forma de DQO y DBO5.

Carbonizado: Presenta acidez y DQO

Batanado: Presenta acidez, si se utiliza HCl o ácido sulfúrico, o basicidad, si se utilizan detergentes.

Tintado: Presenta DQO y sólidos totales en suspensión y en disolución. Sin embargo, destaca por la gran carga de colorante en las aguas residuales. Debido a esto, la mayoría de procesos se refieren a la eliminación del color en este tipo de aguas

Estampado: Es una variante del proceso de tintado, presenta una alta cantidad de sólidos en suspensión y de sólidos disueltos, además de una alta DBO5, una alta DQO y una alta presencia de Nitrógeno Kjeldahl (nitrógeno en forma de compuesto orgánico)

Tabla 1: Caracterización de aguas residuales en la industria textil en el procesado del algodón [5]

<i>Proceso</i>	<i>DQO</i>	<i>DBO</i>	<i>ST</i>	<i>STD</i>	<i>pH</i>	<i>Color (ADMI)</i>	<i>Consumo agua (l/kg)</i>
	<i>(g/l)</i>	<i>(g/l)</i>	<i>(g/l)</i>	<i>(g/l)</i>			
Desencolado	4.6-5.9	1.7-5.2	16.0-32.0	-	-	-	3-9
Descrudado	8.0	0.1-12.9	7.6-17.4	-	10-13	694	26-43
Blanqueo	6.7-13.5	0.1-1.7	2.3-14.4	4.8-19.5	8.5-9.6	153	3-124
Mercerizado	1.6	0.05-0.1	0.6-1.9	4.3-4.6	5.5-9.5	-	232-308
Tintado	1.1-4.6	0.01-1.8	0.5-14.1	0.05 ^a	5-10	1450-4750	8-300

^a En el caso de algunos tintes reactivos la concentración de sales en el agua de tintado puede alcanzar concentraciones de 60-100 g/L. Por lo que los valores en la tabla pueden variar dependiendo del tipo de fibra y de la clase de tinte utilizado.

Como se pretende utilizar el agua residual proveniente del estampado se muestran a continuación los datos de contaminantes presentes en el agua de estampación [5]

Tabla 2: Composición del agua residual del proceso de estampado [6]

Contaminante	Concentración en mg/L
pH	5-8.5
DQO	785-49170
DBO ⁵	600-1800
Color	1450
STS	125-9500
N Kjeldahl	30-1765
NH ₄ -N	20-370
P	21

Como se observa en la tabla 2, el agua de estampación contiene altas cantidades de contaminantes que interesa reducir, en este caso, por concentración de los mismos.

2.1.4.1 Proceso de estampación:

El proceso de estampado es un proceso similar al tintado, y utiliza colorantes similares. La diferencia es que en el proceso de estampado los tintes se aplican a superficies seleccionadas de la tela, no al tejido completo. Una diferencia significativa entre el estampado y el tintado son las llamadas “pastas de estampado”. Estas pastas están compuestas por agua, urea, los propios tintes, además de otros productos como surfactantes y solventes. [6]

2.1.4.2 Proceso de mercerizado:

El proceso de mercerizado tiene como finalidad el ensanchamiento de las fibras celulósicas para mejorar la afinidad de las fibras por el colorante. La operación consiste en la impregnación de las fibras sometidas a tensión en un baño de sosa cáustica de 30-40° Bé, de forma que luego se va lavando sucesivamente hasta que la concentración de sosa en el baño ya no modifica la fibra. Esto ocurre cuando la concentración del baño es de unos 8-10° Bé. [7]

Los grados Baumé es una escala que mide la concentración en masa de una disolución. Originalmente se utiliza para disoluciones de NaCl pero posteriormente se ha generalizado para otras disoluciones. Considerando esta escala para líquidos más o menos densos que el agua, se puede hallar la concentración a partir de la densidad relativa, obtenible con un factor de conversión entre la escala Baumé y la densidad relativa. Si el líquido es agua, la conversión es directa, ya que se establece una concentración de 10% en masa para 10° Bé, y un 0% en masa para 0° Bé. Por tanto, para la disolución alcalina del agua de mercerizado se tendría una concentración entre un 8 y un 9 por ciento en masa. Es decir, si se considera la masa molecular relativa del NaOH (40 g/mol), se tendría una concentración de 2M

Debido al tratamiento cáustico al que se someten las fibras se produce también la degradación de restos vegetales aún presentes en el tejido. Esto hace que el agua residual, además de ser de alta alcalinidad, presente también sólidos en disolución y en suspensión, además de una carga de DQO. Debido a la alta alcalinidad del agua de mercerizado, se considerará como posible disolución de arrastre para la presente instalación.

2.1.5 LEGISLACIÓN RESPECTO AL VERTIDO DE AGUAS

Según el artículo 45 de la Constitución, establece el derecho a un medio ambiente adecuado para el desarrollo de la persona, así como el deber de conservarlo. A nivel europeo se tiene como referente la directiva 2000/60/CE, que establece un marco comunitario sobre la política de aguas, y establece que: El agua no es un bien comercial como los demás, sino un patrimonio que hay que proteger, defender y tratar como tal.

Esta directiva también indica que la presión sobre la demanda de aguas de calidad en todos los estados miembros de la Comunidad Europea es creciente, y que aboga por una política de aguas sostenible mediante la colaboración estrecha entre los Estados miembros, las autoridades y el público, también a nivel de usuario.

Debido a esto, y a la creciente concienciación pública sobre la protección del medio ambiente y de las aguas comunes, en las distintas actividades industriales se debe implicar de lleno en la reducción de vertidos y residuos generados, tanto por medio de mejoras tecnológicas como por medio de participación de los recursos humanos. Las normas y regulaciones presentes establecen no solo el tipo de vertido que se realiza, sino también los límites de esos residuos perjudiciales, así como regular el vertido a distintos tipos de redes de aguas comunes, ya sean aguas continentales, redes de saneamiento o a cauce común.

Respecto a la calidad de las aguas, se tiene el real decreto 60/2011, sobre las normas de calidad ambiental de las aguas, en el que se establecen las normas respecto a los componentes específicos de los vertidos, en la búsqueda de reducir su cantidad y aumentar la calidad de las aguas.

Respecto al tipo de vertidos a aguas continentales, entendiéndose estas como aguas interiores o en el mar territorial español, se tiene el RD 258/1989, que establece las normas que deberán seguir todos aquellos residuos que se pretendan verter en estas aguas y contengan sustancias consideradas peligrosas.

Para poder determinar estos valores para sustancias peligrosas en las aguas residuales se tiene la orden del 12/11/87, sobre las normas de emisión y objetivos de calidad de estas sustancias nocivas.

Para el ámbito de la industria textil cabe destacar los colorantes como residuo prohibido para su vertido en redes públicas de saneamiento, como así lo establece la ley 10/1993 sobre vertidos líquidos industriales al sistema integral de saneamiento. Esta ley establece como definición de colorante “aquellos sólidos, líquidos o gases, tales como: tintas, barnices, lacas, pinturas, pigmentos y demás productos afines que, incorporados a las aguas residuales, las colorea de tal forma que no pueden eliminarse con ninguno de los procesos de tratamiento usuales que se emplean en las Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales.” Por ello se deberán tratar individualmente para minimizar su vertido a vertederos especializados y reducir el impacto ambiental.

2.1.6 TRATAMIENTOS DE AGUAS RESIDUALES EN LA INDUSTRIA TEXTIL

Debido a la cantidad y diversidad de contaminantes presentes en estos procesos, tratarlos para evitar vertidos peligrosos a aguas comunes es una tarea de gran importancia, y como tal, es un campo ampliamente estudiado en las líneas de investigación científica.

Conforme aumentan los avances de estas líneas de investigación, surgen nuevas ideas para contrarrestar el vertido de estos, y además junto con la concienciación de la población en las áreas de la prevención de contaminación han hecho que las instituciones gubernamentales restrinjan más las medidas de regulación de residuos, cosa que obliga a las empresas del sector industrial a implementar mejoras en sus sistemas de tratamientos de residuos propios.

La gran preocupación en el sector de la industria textil es en gran medida debida a la presencia de colorante en las corrientes de aguas residuales, que pueden contener metales pesados, y en menor medida, la presencia de carga biológica en el agua residual y del pH de ésta.

A continuación, se presentan varios métodos comúnmente usados en el tratamiento de residuos de corrientes industriales, utilizados principalmente en la decoloración del agua residual. [8]

2.1.6.1 Métodos físicos:

Adsorción: Es un mecanismo de gran importancia en su utilización para la decoloración. El proceso se basa en la interacción superficial entre un soporte (adsorbente) y la sustancia que queda retenida en su superficie. Generalmente el adsorbente es poroso para maximizar la superficie de adsorción. La adsorción puede ser química o física, siendo la química más restringida a aquellas sustancias con alta afinidad por el adsorbente, por lo que es comúnmente más utilizada la adsorción física, que permite adsorber contaminantes o productos de interés de forma no selectiva.

Este mecanismo es altamente utilizado debido a su eficacia en sistemas heterogéneos, ya sean de mezcla de gases, líquidos o de la adsorción de un gas sobre un sólido. La decoloración mediante adsorción se produce gracias a dos mecanismos, la adsorción propiamente dicha y el intercambio iónico, por lo que queda determinado por diversos factores físico-químicos, como es la interacción entre el colorante y el adsorbente, o el área superficial del adsorbente, el pH de la corriente, temperatura, etc.

Un gran adsorbente utilizado no sólo en la industria textil sino en numerosos sectores industriales es el carbón activo, debido a que no presenta selectividad para sustancias específicas y tiene una gran superficie específica (1000-2000 m²/g). Al utilizar carbón activo, se obtienen altos rendimientos de adsorción cuando se introduce en una etapa de filtración. [9,10]

Como un adsorbente de bajo precio, también presentan altos rendimientos de adsorción y baja selectividad tanto el bagazo, producto de bajo valor añadido de las industrias azucareras, en concreto, para la decoloración, y de la turba, producto proveniente de la degradación de desechos orgánicos, utilizado comúnmente para la fabricación de compost, cuya estructura celular lo convierte en un gran adsorbente, sobre todo para sustancias polares.

Irradiación: Los métodos de adsorción obtienen grandes resultados en calidad del agua y rendimiento de decoloración. Sin embargo, llevarlos a cabo a gran escala presenta un problema principalmente económico, debido al mantenimiento de los lechos de adsorción y de la regeneración de estos. Por ello otro método ampliamente utilizado en la industria textil es la irradiación con rayos gamma o haces de electrones, al igual que con rayos ultravioleta, en concreto para colorantes orgánicos, ya que esta irradiación favorece la degradación de estos, así como para la eliminación de patógenos [11,12]

Por otro lado, la degradación de los colorantes irradiando presenta un constante suministro de oxígeno, por lo que se necesita una fluidización constante y largos periodos de irradiación.

2.1.6.2 Métodos químicos:

Procesos de oxidación: Es el método químico más utilizado debido a la simpleza de llevarlo a cabo a gran escala. Se basa en la acción de los fuertes oxidantes añadidos, que se encargan de reaccionar con los colorantes, siendo comúnmente utilizado el ácido clorhídrico, pese a que la utilización de este compuesto de fácil acceso comercial produce combinaciones no deseadas si los colorantes llevan nitrógeno, por lo que se suele desaconsejar su uso.

Por otro lado, el agente oxidante más utilizado es el reactivo Fenton. Este oxidante es una combinación de peróxido de hierro y sulfato ferroso. Utilizando este reactivo, se inhibe rápidamente el crecimiento biológico, cosa que facilita el tratamiento biológico. Este proceso combina oxidación y floculación, por lo que facilita la separación del agua limpia y de los lodos que, sin embargo, contienen una gran carga de ion férrico y materia orgánica. [13]

Oxidación electroquímica: Es un método considerado a parte del resto de métodos de oxidación, ya que no requiere la adición de compuestos externos y que permite la limpieza del agua residual evitando la formación de compuestos no deseados. La simpleza del montaje también es una ventaja de este método, ya que los reactores electroquímicos son compactos y la temperatura requerida para llevarla a cabo suele ser inferior a la requerida para el resto.

Que no requiera de reactivos oxidantes para su ejecución no implica que no puedan usarse. Debido a que este método es relativamente no específico, la oxidación se puede llevar a cabo de forma directa en el ánodo o de forma indirecta utilizando reactivos específicos anódicos [14].

2.1.6.3 Métodos biológicos:

La utilización de microorganismos para la degradación de colorantes orgánicos es un estudio abierto y de múltiples interpretaciones, ya que los microorganismos de por sí no utilizan los componentes de estos compuestos en su respiración.

De conocimiento común es que los microorganismos aerobios utilizan el oxígeno molecular en la degradación de materia orgánica. Sin embargo, en ausencia de oxígeno molecular como en los sistemas anóxicos, se observa una degradación de los compuestos orgánicos a partir de sulfatos, nitratos y dióxido de carbono. Esto supone que alternando una combinación de una etapa de degradación anaerobia/anóxica y una etapa de degradación aerobia se estudia como un caso viable de decoloración de las aguas residuales. [15]

2.1.7 OTROS MÉTODOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS CONTAMINADAS

En el apartado anterior se han descrito distintas técnicas de tratamiento de aguas con el objetivo principal de la eliminación o degradación de los colorantes. Sin embargo, en la industria textil no sólo se obtiene agua contaminada con colorantes, sino que se presentan también aguas alcalinas, o con presencia de materia en suspensión. Es interesante en estos casos contemplar la utilización de otro tipo de técnicas que permitan un mejor tratamiento de las aguas.

Así, considerando el cometido principal de este trabajo, el tratamiento de una corriente de agua proveniente del proceso de mercerizado, se tiene un agua altamente alcalina y con presencia tanto de carga biológica como de materia en suspensión. Por tanto, se contempla utilizar métodos de separación de membranas, no reactivas, que permiten la separación por tamaño de partícula.

Mediante los métodos de membranas la corriente de entrada, el alimento, se impulsa de forma que ejerce una alta presión sobre la membrana, permitiendo el paso

de las partículas de tamaño permitido por la membrana. Esto no ocurre en los procesos de ósmosis directa e inversa, en las que el paso de partículas no es debido al tamaño de poros, sino al mecanismo de disolución-difusión, al igual que en el proceso de nanofiltración, en el que la diferencia de presión toma un papel secundario.

La fuerza impulsora de este tipo de técnicas es el gradiente de presión sobre la membrana, exceptuando la ósmosis directa, en la que la fuerza impulsora es la diferencia de presiones osmóticas.

Gracias a la simpleza de operación y la rentabilidad económica que presentan los métodos de separación por membranas, como son el menor uso de productos químicos para la separación y el uso de una menor cantidad de agua y de electricidad, estas técnicas están ganando fuerza tanto en aplicación en distintas industrias como en investigación.

Como se comenta más arriba en este apartado, las membranas se clasifican en función del tamaño de partícula a la que permiten el paso. Así, tenemos las membranas de microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa. [16]

Tabla 3: Clasificación de los procesos de separación de membranas en función del tamaño de partícula permeada

Proceso	Tamaño de partícula
Microfiltración (MF)	10 – 0,1 μm
Ultrafiltración (UF)	0,1 – 0,04 μm
Nanofiltración (NF)	0,001 μm
Ósmosis Inversa (OI)	0,0001 μm

La estructura interna de las membranas difiere tanto por el proceso utilizado y el material. Esta estructura interna hace que se puedan clasificar en membranas con estructura simétrica o estructura asimétrica:

Para las estructuras internas de la membrana se pueden tener las siguientes configuraciones:

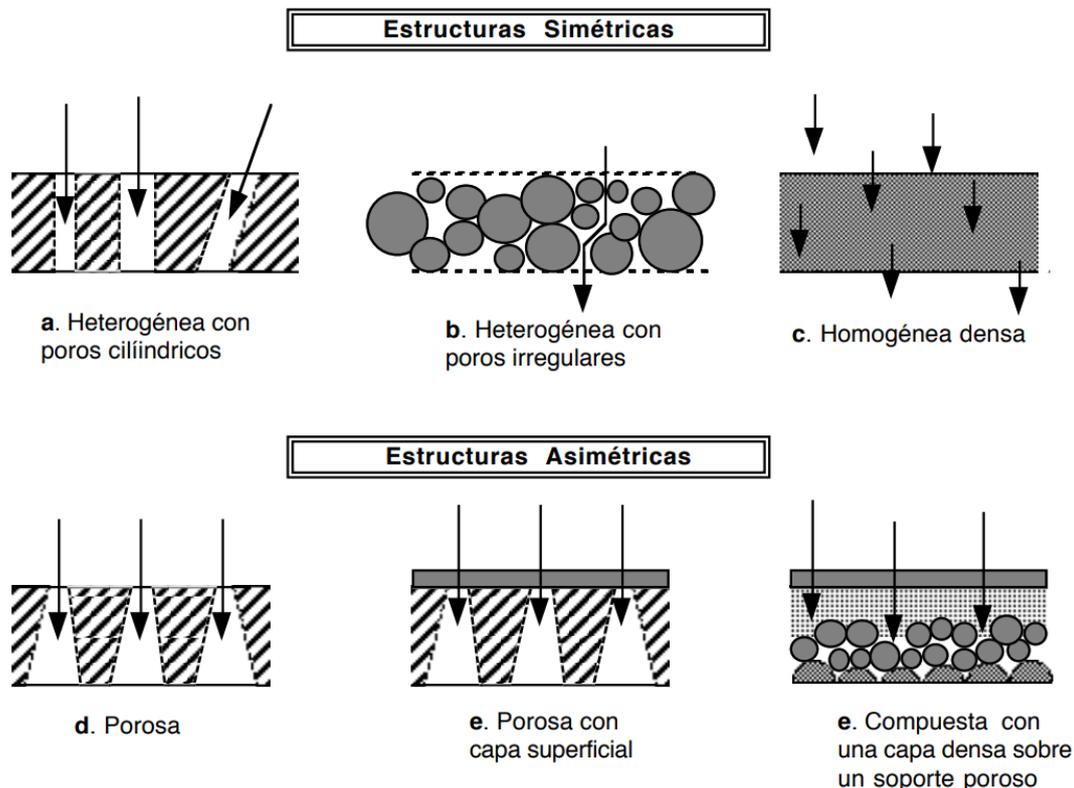


Figura 1: Clasificación de membranas según su estructura interna. [17]

En función del proceso se utilizarán unas membranas u otras, donde predominan dos selecciones independientemente de la clasificación simétrica-asimétrica, mientras que para los procesos anteriormente mencionados se separan únicamente en membranas porosas y no porosas.

Tanto en MF, UF y NF se utilizan membranas porosas, ya que en el método de separación predomina la permeabilidad, mientras que en Ósmosis directa e inversa predomina el mecanismo de disolución-difusión, por lo que emplean membranas no porosas.

En el proceso de microfiltración la membrana retiene tanto macromoléculas además de bacterias, así como también lo hace el proceso de ultrafiltración con estas últimas, pero de menor tamaño, además de virus. Principalmente se diferencian no solo en el tamaño de poro sino también en la presión aplicada para obtener el permeado, siendo la presión en el proceso de UF superior al del proceso de MF. Las membranas de microfiltración presentan una estructura porosa simétrica, mientras que las de ultrafiltración tienen una estructura porosa asimétrica.

El proceso de nanofiltración no sólo presenta permeabilidad, sino que debido al tamaño de poro también se considera que en su mecanismo interviene el modelo de difusión, por lo que su funcionamiento está entre medias de las mencionadas en el párrafo anterior y la ósmosis inversa y directa. [17,19,20]

Membranas de microfiltración:

En microfiltración se pueden encontrar distintos materiales a la hora de la manufactura de membranas.

Membranas poliméricas: Se puede encontrar una gran variedad de materiales a la hora de fabricación de membranas poliméricas, sin embargo, se caracterizan por ser principalmente hidrófobas, por lo que se necesita una preparación previa al uso de estas en aguas residuales.

Membranas cerámicas: Tienen una alta estabilidad química, un amplio tiempo de vida y una alta resistencia mecánica. Lamentablemente su alto precio hace que sea costosa su puesta en marcha a gran escala.

Membranas Termoplásticas: También de origen polimérico, estas membranas tienen que someterse a un tratamiento térmico inicial para que los gránulos hidrófobos adquieran la polaridad necesaria para su uso en disoluciones polares.

Membranas tipo tamiz: Son membranas de poros uniformes y de espesor de 10 micras de muy baja resistencia mecánica. La uniformidad de los poros se obtiene a la irradiación nuclear a la que se somete la membrana virgen, lo que produce un poro cilíndrico, recto y de diámetro controlado.

Membranas Fritadas: Son de origen cerámico y las constituyen una yuxtaposición de capas finas cada una con un tamaño de poro distinto. Estas capas se obtienen mediante el fritado de las fibras o gránulos del material cerámico. [17]

Membranas de ultrafiltración:

La utilización de la técnica de ultrafiltración está altamente influida por las condiciones hidrodinámicas del medio, por lo que se pretende limitar las pérdidas de carga y que el transporte se deba exclusivamente a la capa activa de la membrana.

Por tanto, la mayoría de las membranas de filtración tienen una estructura asimétrica, utilizando una capa activa polimérica o cerámica sobre un soporte macroporoso. [17]

Membranas de nanofiltración:

La técnica de nanofiltración, como se comenta anteriormente, es un proceso con características de los procesos de ultrafiltración, en los que el paso de partículas se debe al tamaño del poro, y de ósmosis inversa, en el que el paso de partículas se debe a la difusión de estas. Debido a esto las membranas de nanofiltración se guían por dos factores:

Una estructura microporosa de poros menores de 2 nm, y la utilización de materiales cargados eléctricamente.

Por tanto, las membranas de nanofiltración necesitarán:

Un soporte macroporoso que permite el correcto transporte de los solventes, ya que ejerce la resistencia mecánica necesaria.

Una capa intermedia de estructura mesoporosa, a fin de conectar el soporte macroporoso y la capa microporosa.

La capa activa, de estructura microporosa, con el tamaño de poro suficientemente pequeño como para separar iones multivalentes e iones monovalentes. [17]

Membranas de ósmosis inversa:

Las membranas de ósmosis inversa tienen origen polimérico. Estos polímeros suelen ser derivados de la celulosa, como el acetato de celulosa que, en módulo espiral, es el principalmente utilizado para la ósmosis inversa, sobre todo para la desalinización del agua.

Otros materiales de membranas de OI suelen ser las TFC, un sustrato de polisulfona con una capa de poliamida, obtenidas por polimerización interfacial. [17, 18]

CAPÍTULO 3: PRESIÓN OSMÓTICA, ÓSMOSIS DIRECTA Y SU CARACTERIZACIÓN

Debido a que en el presente Trabajo de Fin de Grado se pretende diseñar una planta de tratamiento de corrientes residuales utilizando el proceso de Ósmosis Directa (o Forward Osmosis en inglés, OD o FO), se ha decidido dedicarle un capítulo detallando no sólo la base sobre la que se sostiene sino también su funcionamiento.

En la mayoría de los procesos de membrana la fuerza impulsora es la diferencia de presiones a un lado y otro de la membrana, producida generalmente por un aumento de presión en la corriente alimento y, por tanto, es un proceso en el que se invierte energía en la presurización de la corriente. En la ósmosis directa la fuerza impulsora no es la diferencia de presiones entre las corrientes, sino la diferencia de presión osmótica. Esta presión osmótica está relacionada directamente con la concentración de los contaminantes en cuestión en la corriente.

Mediante la ósmosis directa se tratan a la vez dos corrientes, la que contiene menor carga contaminante, a la que llamaremos corriente de alimentación, “Feed solution” en inglés, refiriéndose a ella a partir de ahora como FS, y la corriente con mayor presión osmótica, la corriente de arrastre, o “Draw solution”, a la que se referirá en este trabajo como DS.

El sistema viene dado por poner en contacto estas dos corrientes separadas por una membrana semipermeable. Debido a la diferente concentración de contaminantes, las dos corrientes tienen una diferente presión osmótica, cosa que causa que pase el agua de la corriente de menor presión osmótica (FS) a la de mayor presión osmótica (DS). Sin embargo, de forma espontánea el sistema intenta compensar esa diferencia de presiones osmóticas con un ligero paso de soluto en sentido inverso al flujo de disolvente.

El funcionamiento de la ósmosis directa es comparable al de la técnica basada en el funcionamiento contrario, la ósmosis inversa. En esta técnica se aplica una presión superior a la osmótica para producir el paso de agua. Al utilizar la técnica de FO, se evita tener que causar esa sobrepresión y el consiguiente gasto de energía necesaria para presurizar la corriente. [20]

3.1 FUNDAMENTOS

La presión osmótica se define como la presión necesaria para que, a través de una membrana semipermeable, se produzca el permeado del disolvente de una disolución a una corriente de disolvente puro.

La aplicación de los métodos basados en la presión osmótica se remonta hasta no hace muchos años en comparación al resto de procesos de membrana. Es en la década de 1960 en la que se comienzan a desarrollar membranas completamente efectivas en los procesos de ósmosis directa e inversa.

Los procesos basados en la presión osmótica se pueden separar en tres, la ósmosis directa, la ósmosis inversa y la ósmosis con presión retardada.

La ósmosis directa es un fenómeno natural que ocurre con una diferencia de presiones osmóticas entre dos corrientes, de forma que el flujo de disolvente es de FS a DS.

La ósmosis incrementada por presión es el proceso en el que se aplica presión hidráulica para aumentar la diferencia de presiones entre FS y DS, de forma que el flujo de permeado sigue siendo de FS a DS.

La ósmosis inversa se basa en aplicación de presión hidráulica para superar esa diferencia de presiones osmóticas y hacer que el flujo de permeado sea de la DS a la FS.

La ósmosis con presión retardada se basa en aplicar una presión hidráulica menor a la diferencia de presiones osmóticas, por lo que el flujo de permeado sigue siendo de la FS a la DS, pero el flujo es menor.

En las siguientes figuras se muestra el esquema de los tres procesos basados en la ósmosis [19]

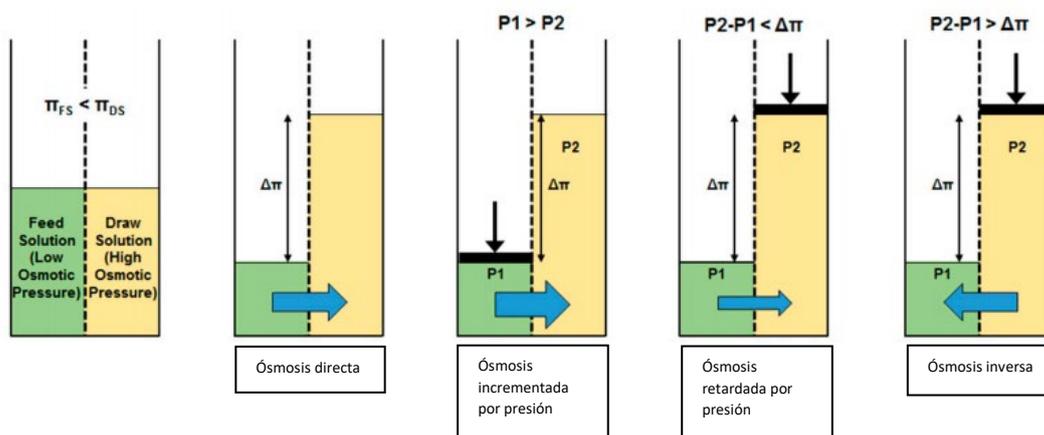


Figura 2: Esquema de los distintos procesos basados en ósmosis [19]

En el momento en el que las presiones osmóticas se igualan, ya sea porque se han igualado las concentraciones, o porque la presión hidráulica aplicada es tal que la diferencia de presiones es nula, el flujo de permeado se detiene.

Un inconveniente que aparecerá es el ensuciamiento de la membrana. A medida que aumente el permeado, la concentración de solutos adheridos a la membrana también aumentará. Esto supondrá un descenso en el flux de permeado y, por tanto, perjudica al rendimiento. En los procesos de ósmosis directa este efecto es menor ya que la fuerza impulsora es la diferencia de presiones osmóticas, pero en los procesos en los que la fuerza impulsora es la presión hidráulica este efecto será considerablemente mayor. Otra ventaja de utilizar un sistema de FO es que el ensuciamiento de la membrana se puede revertir mediante un aclarado con agua, lo que permite poder volver a utilizar la membrana.

3.1.1 Fundamento matemático del principio de ósmosis directa

3.1.1.1 Ecuaciones principales de transferencia por membranas de ósmosis

La presión osmótica aumenta conforme aumenta la concentración, y de hecho la que indica la dirección del flujo es la corriente de arrastre, por ser la de mayor presión osmótica. Esta relación entre la presión osmótica y la concentración viene dada por la ecuación de Van't Hoff:

Ec. 2.

$$\pi = i \cdot M \cdot R \cdot T$$

Donde “ π ” es la presión osmótica, “ i ” es el número de especies producto de la disociación del soluto, o constante de disociación iónica, “ M ” es la concentración molar de soluto, “ R ” es la constante de los gases ideales en $\text{atm}\cdot\text{L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ y “ T ” es la temperatura.

Sin embargo, la presión osmótica no sigue esta relación para disoluciones concentradas de soluto, por lo que es necesario, o bien aplicar un factor de corrección, o utilizar una corrección en la propia ecuación:

Ec. 3.

$$\pi = c \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M} + A_2 \cdot c + A_3 \cdot c^3 \right)$$

Donde ahora R y T siguen siendo la constante de los gases ideales y la temperatura respectivamente, pero aparecen “ c ”, que es la concentración másica de soluto en la disolución, “ M ”, que pasa de ser la concentración molar al peso molecular, y los coeficientes A_2 y A_3 , que son el segundo y tercer coeficientes del virial.

El método de transporte a través de una membrana semipermeable como son las de los procesos de ósmosis directa es la difusión, por lo que sigue la ley de Fick, al igual que el resto de procesos basados en ósmosis.

Ec. 4.

$$J_w = A \cdot (\Delta\pi - \Delta P)$$

Donde J_w es la densidad de flujo de permeado en $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, A es el coeficiente de permeabilidad de la membrana al disolvente puro, en $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$, $\Delta\pi$ es la diferencia presión osmótica entre las corrientes separadas por la membrana en bares y ΔP es la diferencia de presión hidráulica aplicada al sistema también en bares.

Debido a que en un sistema de ósmosis directa la presión hidráulica a un lado y otro de la membrana es nula, el sistema vendrá dado única y exclusivamente por la presión osmótica de las corrientes de alimento y de arrastre y, por tanto, se reestructurará la expresión de la ecuación 3 de la forma:

Ec. 5.

$$J_w = A \cdot (\pi_{DS} - \pi_{FS})$$

Siendo “ π_{DS} ” la presión osmótica de la disolución de arrastre y “ π_{FS} ” la presión osmótica de la disolución de alimento. [20]

Como se ha comentado antes, el sistema tiende a compensar esa diferencia de presiones osmóticas con una combinación de flujos de disolvente y soluto, que tienen sentido inverso uno de otro. En este caso el flujo de soluto perjudica a la eficacia del proceso, ya que el objetivo es concentrar la carga de soluto en la disolución de alimento.

3.1.1.2 Ecuaciones generadas por la polarización de la concentración

Hay un importante inconveniente debido a la concentración de la disolución sobre la superficie de la membrana. Este efecto se llama polarización de la concentración. Esto ocurre cuando el soluto, a partir del flujo de disolvente por la membrana, aumenta su concentración en las inmediaciones de la superficie de la capa activa de la membrana. Esto ocurre en las membranas asimétricas utilizadas en FO. Esta polarización de soluto en la capa activa se llama concentrativa si la capa activa está encarada hacia la FS, y dilutiva si encara a la DS. [20]

Este aumento de concentración en la superficie de la membrana proporciona una resistencia al paso de disolvente, por lo que el gradiente de presiones osmóticas es menor a la diferencia de las presiones osmóticas de las disoluciones y por tanto proporciona un flux menor.

Si se da el caso de polarización concentrativa se tendrá una variación de flujo diferente a si es dilutiva. A continuación se muestran las expresiones que lo explican [20]

En el caso de la concentrativa los solutos se acumulan en la capa activa a partir de la FS, por lo que la concentración en la interfase FS-CA será menor que en el seno de la FS. Esto genera un cambio en el flux de permeado, menor al que se obtendría sin polarización.

La presión osmótica en la interfase FS-CA ($\pi_{FS,i}$) se relaciona con la del seno de la disolución (π_{FS}) en función del flux de permeado (Jw) y del coeficiente de transferencia de masa (k).

Ec. 6.

$$\frac{\pi_{FS,i}}{\pi_{FS}} = \exp\left(\frac{Jw}{k}\right)$$

También ocurre un efecto de dilución en la interfase de capa porosa enfrentada a la DS, por tanto, el flux dependerá de la resistividad de la capa porosa, de la que dependerá así mismo la presión osmótica en la interfase.

Ec. 7.

$$\frac{\pi_{DS,i}}{\pi_{DS}} = \exp(Jw \cdot K)$$

Siendo (K) la resistividad del soluto en la capa porosa, dependiente tanto del espesor, tortuosidad y porosidad de la capa porosa.

Considerando ahora que el flux se establece, con la diferencia de la presión osmótica, no en el seno de las dos disoluciones, sino en las interfases, se modifica la ecuación 4 de forma que:

Ec. 8.

$$Jw = A \cdot (\pi_{DS,i} - \pi_{FS,i})$$

Por lo que, sustituyendo las ecuaciones 5 y 6:

Ec. 9.

$$Jw = A \cdot (\pi_{DS} \cdot \exp(Jw \cdot K) - \pi_{FS} \cdot \exp\left(\frac{Jw}{k}\right))$$

En el caso de la dilutiva donde se acumulan los solutos es en la interfase DS-CA, así que la misma expresión de la ecuación 5 se refiere ahora para la DS, y por tanto será:

Ec. 10.

$$\frac{\pi_{DS,i}}{\pi_{DS}} = \exp\left(\frac{Jw}{k}\right)$$

Mismamente el efecto de dilución ocurrirá ahora en la FS, por lo que la expresión de la ecuación 6 se referirá para la FS:

Ec. 11.

$$\frac{\pi_{FS,i}}{\pi_{FS}} = \exp(Jw \cdot K)$$

En este caso el flux de permeado cambiará respecto al efecto concentrativo, manteniéndose en que se establece entre la diferencia de presiones osmóticas de las interfases, en la ecuación 7:

Ec. 12.

$$Jw = A \cdot [\pi_{DS} \cdot \exp\left(\frac{Jw}{k}\right) - \pi_{FS} \cdot \exp(Jw \cdot K)]$$

Manteniéndose el significado de cada elemento. [20]

3.1.1.3 Ecuaciones para el balance de materia

Como se comenta anteriormente, en el equipo de ósmosis directa se obtiene un flux de permeado entre la FS y la DS, con el objetivo de concentrar los solutos en la FS.

Para determinar el flujo de permeado se establece un balance de materia sin considerar la difusión de solutos en el volumen de control, que sería el módulo de ósmosis directa, mediante ecuaciones diferenciales ordinarias, considerando el balance tanto para la FS como para la DS [19]

Balance de materia para la FS:

Ec. 13.

$$\frac{dQ_F}{dx} = -Jw \cdot S$$

Ec. 14.

$$\frac{d(Q_F \cdot C_F)}{dV} = J_S \cdot \frac{Sdx}{dV}$$

Ec. 15.

$$C_F = C_{F0} \frac{Q_{F0}}{Q_F} + C_{CA} \cdot \left(\frac{Q_{F0}}{Q_F} - 1 \right)$$

Balance de materia para la DS:

Ec. 16.

$$\frac{dQ_D}{dx} = J_W \cdot S$$

Ec. 17.

$$\frac{d(Q_D \cdot C_D)}{dV} = -J_S \cdot \frac{Sdx}{dV}$$

Ec. 18.

$$C_D = C_{D0} \frac{Q_{D0}}{Q_D} + C_{CA} \cdot \left(\frac{Q_{D0}}{Q_D} - 1 \right)$$

Donde los términos que aparecen son:

- Q_F y Q_D : Caudales volumétricos de la FS y DS respectivamente, medidos en m^3/s
- Q_{F0} y Q_{D0} : Caudales volumétricos de la FS y DS a la entrada del módulo de membrana respectivamente, medidos en m^3/s
- C_F y C_D : Concentración de solutos en el seno de las corrientes FS y DS respectivamente, medida en kg/m^3
- C_{F0} y C_{D0} : Concentración de solutos en el seno de las corrientes FS y DS a la entrada del módulo respectivamente, medida en kg/m^3
- C_{CA} : Concentración efectiva de solutos en la capa activa, medida en kg/m^3 .

3.2 MÓDULOS Y MEMBRANAS DE ÓSMOSIS DIRECTA:

En los inicios de la investigación de los procesos de ósmosis, se utilizaron de forma experimental membranas hechas a partir de vejigas de cerdo, goma, porcelana o intestinos de animales. [20]

Como se menciona anteriormente, las membranas pueden tener dos configuraciones, simétricas, en las que sólo aparece un elemento, la capa activa, o asimétricas, en las que aparecen dos elementos, generalmente de materiales diferentes; una capa activa y una capa soporte.

Para que una membrana sea apta debe cumplir ciertas condiciones [20][22]: debe ser semipermeable o selectivamente permeable, para que permita el paso del disolvente y rechace la mayor cantidad posible de soluto. Debe tener una densa capa activa para maximizar esta selectividad por el disolvente y aumentar la capacidad de rechazo del soluto. Debe tener una fina capa soporte, con baja porosidad, para evitar o minimizar los efectos de polarización de la concentración. También conviene que sea hidrofílica para que, al aumentar la afinidad por el disolvente, se aumente el flujo de permeado, con la ventaja añadida de minimizar el ensuciamiento de la membrana.

La disposición de las corrientes también influye en el flux de permeado obtenido. De esta forma se deben considerar tanto la configuración del sistema ya sea en continuo o discontinuo, como la configuración del módulo, en contracorriente o equicorriente.

Tanto la disposición en continuo como la disposición en discontinuo (tipo Batch) tienen sus ventajas. En el sistema continuo la DS necesita ser reconcentrada para que sea posible su reutilización. Por ello se necesita recircular tanto la FS a la zona de alimentación de la membrana, y la DS a la zona de permeado de la membrana una vez reconcentrada. Esto no ocurre en la disposición en discontinuo, donde la DS, tras una sola dilución, puede o no ser reutilizada [22]

Respecto a la disposición de las corrientes, se pueden considerar las configuraciones de funcionamiento en contracorriente o en equicorriente, con los consiguientes resultados en el flujo de permeado obtenido. En la configuración contracorriente se consigue una distribución de presiones prácticamente constante a lo largo de todo el módulo, mayor que en la equicorriente, por lo que se obtiene una cantidad de flujo mayor a su vez.[20]

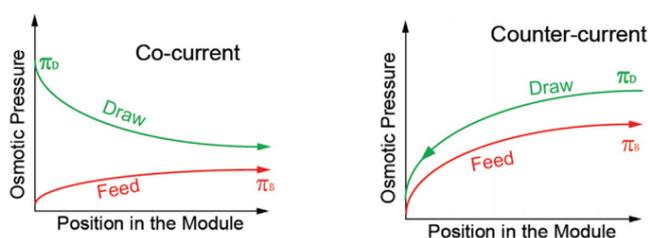


Figura 3 [19] Distribución de las presiones osmóticas a lo largo del módulo de membranas con configuración: equicorriente (*co-current*) y contracorriente (*counter-current*)

Los módulos de membrana que se pueden encontrar son de 4 tipos según su la disposición de las membranas; de *placas y marcos* (“Plate-and-frame” en inglés), de *arrollamiento en espiral* (“spiral-wound” en inglés), *tubular*, de *fibra hueca* (“hollow fiber” en inglés) y de *bolsas de hidratación* (“hydration bags” en inglés) [20][22].

Los módulos de “placas y marcos” son la disposición de empaquetamiento de membranas más simple, que permite tanto su uso a pequeña y a gran escala. A gran escala, de hecho se puede llegar a agrupar hasta 1700 membranas en un mismo módulo. Sin embargo, esta disposición presenta varios problemas. El primero que se presenta es la posibilidad de encontrar un soporte que mantenga agrupadas las membranas con la separación necesaria. El otro es que debido a esta separación la densidad de empaquetamiento es considerablemente baja, cosa que hace necesaria un módulo de mayor tamaño para el efecto deseado, además que dificulta el manejo y mantenimiento, lo que genera mayores costes de operación.

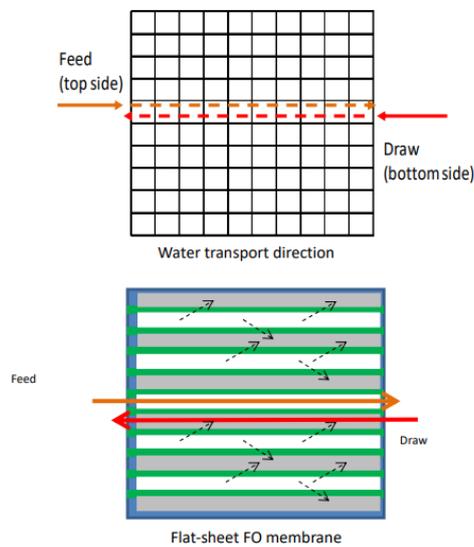


Figura 4. Esquema del módulo de placas y marcos en un sistema contracorriente [23]

Los módulos de “arrollamiento en espiral” operan con la peculiaridad de que, para propiciar la limpieza del módulo con un contralavado se bloquea el paso en el canal de permeado a mitad del módulo, cosa que obliga a la corriente alimento a que recorra todo el módulo de membrana. Esto hace que la corriente alimento fluya en primera instancia por el tubo perforado, para luego toparse con el bloqueo y fluir por fuera del tubo perforado y ya en la segunda mitad fluir de nuevo por el tubo perforado, cosa que hace que bañe por completo la membrana envolvente y facilite la filtración.

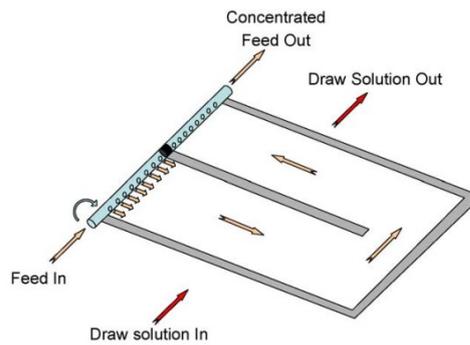


Figura 5. Esquema del módulo arrollamiento en espiral modificado para ósmosis directa en un sistema contracorriente [20]

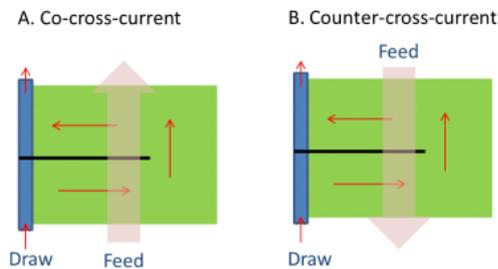


Figura 6. Esquema de flujos en un módulo de arrollamiento en espiral en equicorriente (co-cross-current) y en contracorriente (counter-cross-current) [24]

Los módulos “tubulares” son ampliamente utilizados gracias a tres principales razones. La primera es que no necesitan un soporte externo, sino que son autoportados. Esto supone que pueden aguantar altas diferencias de presión sin sufrir deformaciones, y se pueden agrupar fácilmente dentro de la envoltura. La segunda ventaja es la simpleza de su montaje, ya que permite obtener una densidad considerablemente alta. Por último, la ventaja de utilizar estos módulos permite que las corrientes fluyan a los dos lados de la membrana, cosa necesaria en los procesos de ósmosis directa.

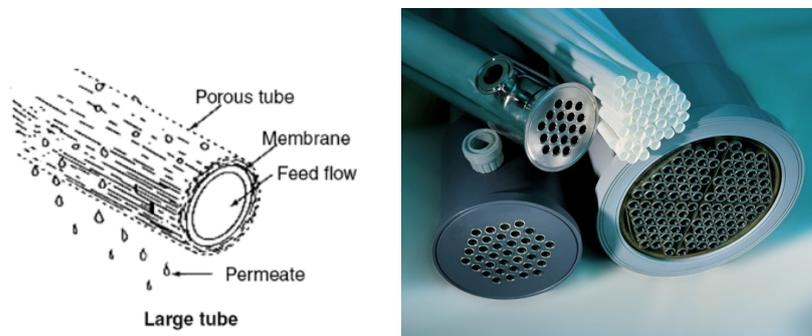


Figura 7. Esquema (izquierda) y ejemplo (derecha) del módulo tubular para ósmosis directa. [25]

La principal diferencia entre los módulos tubulares y los de fibra hueca es el régimen que adquieren las corrientes, ya que los módulos de fibra hueca sólo permiten trabajar en régimen laminar, por lo que mejorar las condiciones hidrodinámicas está limitado, y con ello la interacción con la membrana. Con esto la polarización de concentración reduce el traspaso de soluto. Esto no ocurre con los módulos tubulares, que permiten trabajar en sistemas con turbulencia, por lo que se reduce el efecto de la polarización de la concentración al aumentar las interacciones con la membrana.

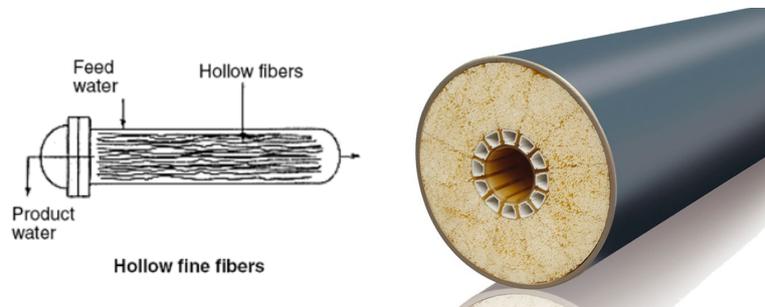


Figura 8. Esquema (izquierda) y ejemplo (derecha) de un módulo de membranas de fibra hueca. [25]

Los módulos de “bolsas de hidratación” es una configuración de membranas basada en láminas. Consiste en dos envolturas, una dentro de otra. La interna es una bolsa con la membrana de ósmosis directa como pared, y la externa es una bolsa de plástico sellada que contiene la FS y la bolsa con la membrana. Presenta dos desventajas frente al resto, la primera es que sólo se puede trabajar en discontinuo, ya que el permeado se extrae del sistema cada vez que se vacía la bolsa interna. La segunda desventaja es similar a la que presentan los módulos de “placas y marcos”; se consigue una muy baja densidad debida al poco empaquetamiento de las membranas. Debido a esto suelen ser utilizados a pequeña escala en equipos domésticos.

3.3 DISOLUCIONES DE ARRASTRE

Una gran parte del funcionamiento del proceso de ósmosis directa se debe a la correcta elección de la disolución de arrastre DS. Los factores en los que influyen las características de la DS en el rendimiento de la operación son [20][26]:

Presión osmótica: a mayor presión osmótica de la corriente de arrastre se produce un aumento en el flux de permeado.

Solubilidad en agua: una mayor solubilidad de los solutos en el disolvente utilizado permite obtener altas cotas de presión osmótica.

Viscosidad y difusividad: una baja viscosidad y una alta viscosidad propicia el aumento del flujo de permeado.

Peso molecular: el peso molecular de los solutos no sólo influye en el flujo de permeado, ya que permite una mayor presión osmótica, sino también en el flujo inverso de solutos, por lo que conviene un peso molecular que minimice este segundo efecto frente a las pérdidas en el flux.

Concentración de solutos: El aumento de concentración de solutos en la DS produce un aumento no lineal en el flux de permeado. Conforme aumenta la

concentración, también aumenta la polarización dilutiva de la concentración, por lo que el aumento del flux se ve atenuado por este efecto.

Por último, tanto por factores medioambientales y éticos como legislativos, la DS no debe ser tóxica y debe ser fácil de reconcentrar, para evitar el vertido innecesario y el posible impacto ambiental.

Las corrientes de arrastre se pueden clasificar por su estructura molecular, separándolas en orgánicas e inorgánicas. Comercialmente de las inorgánicas que destacan se pueden encontrar: CaCl_2 , KBr , KHCO_3 , K_2SO_4 , MgCl_2 , MgSO_4 , NaCl , NaHCO_3 , Na_2SO_4 , NH_4HCO_3 , NH_4NO_3 , $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, NH_4Cl , $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$, NaNO_3 , KCl , $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$, $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, KNO_3 . [19]

Entre las de carácter orgánico se pueden encontrar: glucosa, fructosa, etanol, albúmina, polielectrolitos (poliacrilamida) y sal sódica de EDTA. [20]

3.3.1 Recuperación de la corriente de arrastre

Debido a que la pretensión del diseño no sólo es el tratamiento del agua residual de la industria textil sino también la posible reutilización de la disolución de arrastre, se considerarán equipos de ósmosis directa y de nanofiltración.

Por lo general la corriente de arrastre se puede recuperar mediante procesos térmicos, poco eficientes térmicamente, como la destilación o la compresión multivapor. El estudio de un sistema híbrido de OD+OI es un campo actualmente estudiado para la posible utilización en diferentes industrias.

CAPÍTULO 4: MATERIALES

4.1 Planta de ósmosis directa a escala de laboratorio

Debido a la emergencia mundial por el virus del SARS-CoV-2 no se ha podido llevar a cabo la parte experimental, que conllevaría el estudio de diferentes posibles corrientes de arrastre y la consideración de utilizar el agua de mercerizado como corriente de arrastre. A fin de poder realizar el diseño de la instalación se ha optado por elegir la corriente de arrastre adecuada en función de los resultados obtenidos de otros estudios, concretamente, con la dificultad que se presenta la falta de información sobre el uso del agua de mercerizado como disolución de arrastre, se ha optado por obtener la presión osmótica de la disolución del agua de mercerizado, para posteriormente comparar con otras disoluciones con presiones osmóticas y pesos moleculares lo más similares posibles, y elegir el flujo de permeado de la FO en función de estos datos.

El agua residual de mercerizado, como se comenta anteriormente, presenta sólidos en suspensión, provenientes de las fibras de los hilos del mercerizado, además de una demanda química de oxígeno. El conjunto de estos agentes en el agua residual de mercerizado entorpece la transferencia de materia en el módulo de FO, además de acelerar el ensuciamiento de la membrana debido a su tamaño, superior a los iones en disolución. Por ello se propone un pretratamiento del agua residual de mercerizado previo al módulo de ósmosis directa.

Este pretratamiento se llevaría a cabo mediante ultrafiltración, que retiene sustancias de hasta 0,04 μm , por lo que retendría los sólidos en suspensión.

Así, se puede obtener la presión osmótica del agua de mercerizado, contando con una concentración de NaOH de unos 80 g/L.

Peso molecular NaOH = 40 g/mol

Concentración de NaOH en el agua de mercerizado:

Ec 19.

$$[\text{NaOH}] = \frac{80 \text{ g/L}}{40 \text{ g/mol}} = 2M$$

Con esta concentración se puede obtener mediante la ecuación 2 la presión osmótica de una disolución de NaOH 2M, similar a la presente en el agua residual de mercerizado, considerando una temperatura constante de 20 °C:

$$\pi = 2 \cdot 2M \cdot 0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{L}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 293,15 \text{ K} = 96,1532 \text{ atm}$$

Figura 9: Presión osmótica del agua de mercerizado

Comparando según el estudio [30] en el que se comparan distintas disoluciones de arrastre, tanto inorgánicas como orgánicas, destacan la similitud de presiones osmóticas de la disolución 2M de Na_2SO_4 y la disolución 2M de $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, como se muestra en la figura siguiente:

DS tested	MW	Osmotic pressure ^a at 2.0M (atm)	pH ^a at 2.0M	Max. solubility ^a (M)	Scale precursor ions	Experimental water flux ^b ($\mu\text{m/s}$)
CaCl ₂	111.00	217.60	6.29	7.4	Yes (Ca ²⁺)	2.64
KBr	119.00	89.70	6.92	4.5	No	2.84
KHCO ₃	100.10	79.30	7.84	2.0	Yes (CO ₃ ²⁻)	2.25
K ₂ SO ₄	174.20	32.40	7.33	0.6	Yes (SO ₄ ²⁻)	2.52
MgCl ₂	95.20	256.50	5.64	4.9	Yes (Mg ²⁺)	2.33
MgSO ₄	120.40	54.80	6.70	2.8	Yes (Mg ²⁺)	1.54
NaCl	58.40	100.40	6.98	5.4	No	2.68
NaHCO ₃	84.00	46.70	7.74	1.2	Yes (CO ₃ ²⁻)	2.47
Na ₂ SO ₄	142.00	95.20	7.44	1.8	Yes (SO ₄ ²⁻)	2.14
NH ₄ HCO ₃	79.10	66.40	7.69	2.9	Yes (CO ₃ ²⁻)	2.04
NH ₄ NO ₃	80.04	64.90	4.87	84.0	Yes (CO ₃ ²⁻)	4.177
(NH ₄) ₂ SO ₄	132.10	92.10	5.46	5.7	Yes (SO ₄ ²⁻)	5.391
NH ₄ Cl	53.50	87.70	4.76	7.4	No	5.348
Ca(NO ₃) ₂	164.10	108.50	4.68	7.9	Yes (Ca ²⁺)	5.022
NaNO ₃	85.00	81.10	5.98	10.5	No	5.706
KCl	74.60	89.30	6.80	4.6	No	6.337
NH ₄ H ₂ PO ₄	115.00	86.30	3.93	3.7	No	4.349
(NH ₄) ₂ HPO ₄	132.10	95.00	8.12	6.5	No	3.892
KNO ₃	101.10	64.90	5.99	3.3	No	4.429

Figura 10: Comparación de propiedades de flujo de distintas DS inorgánicas [30]

Según la figura 10, la disolución de Na₂SO₄ tiene una presión osmótica de 95,2 atmósferas, y la de (NH₄)₂HPO₄ una presión osmótica de 95 atmósferas. Comparando los flujos se ve que la disolución de (NH₄)₂HPO₄ tiene un flujo mayor de permeado. Esto supone un mayor rendimiento y la capacidad de procesar un mayor caudal de alimentación. Siendo así, se escoge la de mayor flujo, siendo este de 3,892 $\mu\text{m/s}$, o lo que es lo mismo, 14,011 L/m²h. Debido a que el agua de mercerizado tiene un pH más parecido al de (NH₄)₂HPO₄ se ha escogido esta disolución como disolución modelo

Como se comenta anteriormente, el agua de mercerizado presenta una alta alcalinidad, llegando a pH cercanos a 10, por lo que en la selección de la membrana adecuada se requiere que sea capaz de soportar un rango muy amplio de pH. De las membranas utilizadas para FO, destacan dos materiales para su construcción, las de triacetato de celulosa, CTA, y las de "thin-film composite", TFC. Según la comparación en el estudio [31] obtiene que las membranas de CTA suelen operar en un rango de pH entre 3 y 7, mientras que las de TFC pueden operar en un rango algo mayor.

En consecuencia, debido a que la DS es muy alcalina, se ha elegido una membrana de TFC, en concreto el modelo "PFO-9S MODULE" de Polifera Inc. Con una configuración de placas

Este módulo de membranas puede operar con un rango límite de pH de 2 a 11, por lo que se puede utilizar perfectamente con la DS elegida.

CAPÍTULO 5: DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

La aplicación de la nanofiltración como método de reconcentración para la DS se ha considerado debido a que los sistemas de nanofiltración tienen un alto rechazo para iones multivalentes y permite obtener altos flujos de permeado utilizando bajas presiones. Sin embargo, la pretensión es utilizar el agua de mercerizado como corriente de arrastre, que principalmente contiene una alta concentración de NaOH, iones monovalentes. Esto permitiría reconcentrar la DS diluida del módulo de ósmosis directa para su posterior reutilización en el mismo módulo, evitándose así la dilución de la disolución de arrastre original maximizando el flujo de permeado. Sin embargo, debido a la naturaleza de los iones mayoritarios presentes en las aguas de mercerizado, no sería posible utilizar la nanofiltración como proceso de recuperación de la corriente de arrastre, por ser estos iones principalmente monovalentes (NaOH). Por ello, en este trabajo se sugiere la posible utilización de un proceso de ósmosis inversa (OI) para la recuperación de la DS, como alternativa, en función de si la disolución de arrastre contiene iones mono o polivalentes. [27, 28, 29]

El sistema propuesto para la combinación del proceso de FO y OI se explica a continuación, en función de la disolución de arrastre elegida y de los iones en ella presentes.

La opción escogida es realizar la concentración de la corriente de arrastre en modo discontinuo, de forma que en el momento en el que las presiones osmóticas de la DS y la FS sean similares, se paralice el módulo de ósmosis directa y se ponga en funcionamiento el de ósmosis inversa o nanofiltración. A continuación se muestra el diagrama de flujo de la planta piloto con recuperación de la corriente de arrastre en discontinuo.

La principal diferencia entre el diseño de la planta piloto y la instalación es que en la instalación ya se plantea el tratamiento del caudal de 80 m³/día, mientras que en la planta piloto se estudiaría el flujo de permeado con las diferentes disoluciones de arrastre para obtener la viabilidad de la instalación.

Por tanto, sabiendo que el caudal impulsado es constante, siendo este un caudal de 80 m³/día se puede obtener el caudal tratado en 4 horas y con este el número de membranas

Ec 21.

$$\text{Área activa de membrana necesaria} = \frac{80 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} \cdot \frac{1000\text{L}}{\text{m}^3} \cdot 4 \text{ horas}}{56.045 \frac{\text{L}}{\text{m}^2}} = 237,90 \text{ m}^2$$

Sabiendo que según los datos del fabricante la membrana tiene un área activa de 63 m², el cálculo del número de módulos de membrana a partir del área activa de membrana necesaria es inmediato:

Ec. 22.

$$\text{Número de módulos de FO} = \frac{\text{Área activa de mem. necesaria}}{\text{Área activa de mem. del fabricante}} = \frac{237,90\text{m}^2}{63\text{m}^2}$$

$$\text{Número de módulos de FO} = 3,776 \text{ módulos} \rightarrow 4 \text{ módulos}$$

Como se pretenden impulsar 80 m³ al día, al realizarse de forma discontinua, se dividirá en cuatro depósitos intermedios de 20 m³, por lo que se agruparán las membranas en 1 módulo por conducción, impulsándose en cada uno un caudal de 20 m³/día, o lo que es lo mismo, 13,88 L/min, inferior al caudal máximo permitido por el módulo de membranas

En el caso del agua residual tratada, se valorizará para su reutilización, en función del colorante presente. Si hay presente una mayor concentración de colorante, se añadirá agua osmotizada para diluirlo a la concentración necesaria. Si por el contrario la concentración de colorante es menor a la exigida, se añadirá colorante virgen.

En el caso de la disolución de arrastre se deberá controlar la concentración de esta, teniendo en cuenta que hay paso inverso de solutos en los módulos de OD, y que también puede haber colorante presente debido al permeado en la OD. Para el control de la concentración de los iones principales de la DS, se tendrán dos depósitos, uno con agua osmotizada en caso de que contenga una concentración mayor de NaOH, y otro con una disolución de NaOH altamente concentrada en caso de que la concentración en los depósitos de la DS sea menor a la exigida tras la concentración

5.2 Dimensionado de los depósitos

Para los depósitos hay que considerar distintos factores. En primer lugar, se considerará que hay un depósito principal para la corriente de alimentación y para la corriente de arrastre, y como se pretende utilizar un caudal de 80 m³/día, se considera un 15% adicional como medida de seguridad, así los depósitos D1 (depósitos generales para la DS y FS) necesitarán un volumen mínimo de 92 m³. Con esto se han escogido los depósitos del grupo aiqsa, de poliéster reforzado con fibra de vidrio. En concreto se han escogido los depósitos del tipo “vertical con patas (D)” con una capacidad de 100

m³, ya que el inmediato de menor volumen es de 90 m³, inferior al requerido. Las dimensiones de estos depósitos serán 4,2 m de diámetro y 8,113 m de altura [32].

Para los depósitos de cada módulo de alimentación (D2) se necesitará almacenar 20 m³ en cada uno, por tanto, si se considera el 15% adicional de seguridad, se necesitarán depósitos de 23 m³ de capacidad. Acudiendo al catálogo de Europlast se selecciona el depósito tipo “Depósito cilíndrico en superficie vertical”, de capacidad de 25 m³, y de dimensiones 2,5 m de diámetro y 5,1 m de altura.

Para el dimensionado de los depósitos de la corriente de arrastre de cada módulo hay que tener en cuenta el aumento de volumen debido al permeado. Se sabe según la ecuación 21 que al final del día se obtiene un permeado de 56.045 L/m². Sabiendo que cada módulo tiene una superficie de 63 m² se puede obtener el volumen de permeado en cada módulo, siendo este volumen el que se le adiciona a los depósitos de la corriente de arrastre.

Ec. 23.

$$\text{Volumen de permeado por módulo} = 56,045 \frac{L}{m^2} \cdot 63 m^2 = 3530,835 L = 3,531 m^3$$

Debido a esto, los depósitos de la corriente de arrastre (D3) deberán almacenar 23,531 m³, y considerando el 15% adicional de seguridad, la cifra asciende a 27,06065 m³. Según este volumen, el tipo de depósitos escogido es el “Depósito cilíndrico en superficie vertical” del grupo Europlast de capacidad de 30 m³, de 2.5m de diámetro y 6.11 de altura.

5.3 Módulo de ultrafiltración

Para la limpieza del agua de arrastre a utilizar, como se menciona antes, se ha elegido por utilizar un módulo de ultrafiltración, en concreto el modelo Model DW74-1100 DOW IntegraFlo™ Ultrafiltration Modules for Potable Use de Lenntech, que produce un permeado de hasta 7,77 m³/h, con un caudal de 3 m³/h a 7,8 m³/h, y permite operar en un rango de pH de 2 a 11, por lo que estas condiciones son aptas para poder utilizarse con el agua de mercerizado para eliminar sus impurezas. Éste es un módulo compacto con una configuración de membranas de fibra hueca de nitrocelulosa, de 74 m² [33]

5.4 Módulo de ósmosis inversa

Para la elección del módulo de ósmosis inversa hay que tener en cuenta que se debe obtener un rechazo cuya concentración sea similar a la de la corriente de arrastre inicial. Como la variación en concentración se debe exclusivamente al permeado de la ósmosis directa, ese mismo permeado es el que debe producirse en los módulos de ósmosis inversa. Así, de la Ec 24 se obtiene que el permeado de la ósmosis inversa debe ser de 3,531 m³, suponiendo que no existe permeado de sales.

Con este parámetro se ha escogido un equipo del grupo Pure Aqua Inc., en concreto el modelo BW-22K-5340-5, que cuenta con su propio sistema de bombeo. Este modelo tiene un permeado de 3.542 m³/ hora, por lo que para obtener el permeado necesario debe estar en funcionamiento 0,996 horas. [34]

5.5 Dimensionado de tuberías

En este apartado hay que considerar tanto el caudal que se quiere obtener como la velocidad de las corrientes para poder determinar el diámetro.

La instalación se puede dividir en tres tramos; el tramo de caudal completo, en el que la tubería conduce el caudal necesario a tratar, esto son los 80 m³ diarios. Este tramo lo componen las tuberías que llamaremos L1. El siguiente tramo lo componen las tuberías que conducen el caudal a tratar en cada módulo antes de sufrir el aumento de presión necesario para introducirse en los módulos. Estas tuberías llevarán la etiqueta de L2.

El tercer tramo es el de las tuberías que han sufrido el aumento de presión y se introducen o salen de cada módulo. Estas tuberías reciben la etiqueta de L3

Existe un cuarto tramo, referido al módulo de ósmosis inversa, en el que de los depósitos D3 alimentan al módulo de ósmosis inversa por medio de tres tuberías, que conectan en una tubería de caudal igual a la suma del conducido por las tres anteriores. Esta tubería de caudal igual a tres veces el conducido por L3 está conectada a una bomba que aumentará la presión a la necesaria para poder utilizarse en el módulo de ósmosis inversa. El rechazo del módulo de ósmosis inversa se conduce por una tubería del mismo caudal para después dividirse en tres tramos para alimentar de nuevo a los tres depósitos D3

Siendo estos tramos proporcionales, se considerará el caudal a conducir por las tuberías que alimentan los módulos de ósmosis directa como el caudal máximo permitido por el módulo, es decir, 38 L/min, o lo que es lo mismo, 2,28 m³/h. Siendo así, dado que la ficha técnica del módulo no especifica el caudal al que debe alimentarse al módulo, se supondrá que tanto la corriente de arrastre como la de alimentación se alimentan al mismo caudal.

Dados estos tramos, hay que tener en consideración las velocidades a las que deben pasar las corrientes por las conducciones. En toda instalación hidráulica las velocidades de las corrientes deben estar comprendidas entre 0,5 y 2 m/s, e incluso se aconseja que ese rango se acote superiormente con un máximo de 1,5 m/s. Con velocidades inferiores a 0,5 m/s se producen fenómenos de sedimentación y, teniendo en cuenta las características de las corrientes de arrastre y alimentación, estos sedimentos podrían causar daños en las conducciones y en sus elementos. Con velocidades superiores a 2 m/s los sólidos disueltos y en suspensión causan abrasiones en las paredes de las tuberías. Considerando este rango, se optará por elegir una velocidad media de 1,5 m/s como parámetro de diseño

Siendo así, con el caudal proporcionado se obtiene ahora el diámetro interno de las tuberías, considerando que en el tramo 2 y 3 el caudal es el mismo, y por tanto, el caudal de la conducción L1 será la suma de todos los caudales del tramo L3.

A partir de la definición de caudal se puede obtener la sección correspondiente a cada tramo de tubería

Ec. 24.

$$Q = v \cdot S \rightarrow S = \frac{Q}{v}$$

Siendo “Q” el caudal, “v” la velocidad de la corriente y “S” la sección transversal de la tubería. Además, sabiendo que en cualquier tramo la sección trasversal es circular, se puede relacionar directamente con el diámetro.

Ec. 25.

$$S = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2$$

Donde “D” es el diámetro interior de la tubería. Por tanto de la expresión 25 se puede extraer el diámetro de tubería necesario:

Ec. 26.

$$D^2 = \frac{4 \cdot Q}{v \cdot \pi}$$

Con esto, se decide que para el caudal de diseño de 2,28 m³/h, el caudal máximo permitido en el módulo de ósmosis directa, los diámetros de las tuberías en los diferentes tramos se muestran a continuación, así como el diámetro nominal e interior de las tuberías escogidas del grupo EGB Group, del modelo S3.2 de tubería de PP-R, que permite el paso de disoluciones de NaOH de hasta el 50% en peso, según el catálogo del fabricante [35]:

Tabla 5: Dimensiones necesarias de las tuberías

Tramo	Caudal (m ³ /h)	Caudal (m ³ /s)	Diámetro necesario (mm)	Diámetro nominal escogido (mm)	Diametro interior (mm)	Velocidad actualizada al diámetro interior (m/s)
L1	9.12	2,53·10 ⁻³	46,37	75	54,40	1,09
L2	2.28	6,3·10 ⁻⁴	23,19	32	23,20	1,50
L3	2.28	6,3·10 ⁻⁴	23,19	32	23,20	1,50

Para el tramo del osmotizado de la corriente de arrastre se pueden considerar los mismos diámetros, con la salvedad de que en este tramo no hay tubería L3, ya que no hay conducción posterior al bombeo de la corriente a la presión de OI. Esto ocurre gracias al sistema de bombeo integrado en el módulo de ósmosis inversa.

Para la longitud de las tuberías hay que considerar las conexiones y elementos externos tales como bombas, válvulas, caudalímetros, etc. Sabiendo que en el tramo de L1 hay una bomba, una válvula, una conexión en T para la válvula de seguridad y las conexiones a depósito y módulo, considerando la longitud equivalente y el margen de seguridad, da una longitud de 2,40m, además de la recirculación, con lo que aumentaría a 4,4m. A esta distancia hay que añadirle la conexión al sistema de ósmosis inversa, por lo que hay que añadirle otros 8 metros para evitar problemas de espacio y de acceso a los módulos de OD. Así que en total serían 12,4 metros.

Para las tuberías L2 y L3, la longitud necesaria en total, sabiendo que tienen el mismo diámetro y son del mismo material, es la considerada para los elementos de L1 sin contar el tramo de ósmosis directa, en el que para la división de caudal se necesitarán otros 5 metros, por tanto la longitud total de L2+L3 será de 22,6 metros.

5.6 Dimensionado del sistema de bombeo

Para el diseño y elección de las bombas que impulsarán las corrientes, tanto de arrastre como de alimento, se necesita obtener la presión que deberán aportar al sistema para que las corrientes accedan a los módulos con la presión y velocidad convenientes.

Para ello, será necesario obtener la altura manométrica (en metros de columna de agua, mca), que se calcula de la siguiente forma:

Ec. 27.

$$H = Hg + Pc + \frac{Pi - Pa}{\gamma}$$

Donde H es la altura manométrica, la Hg es la altura geométrica, Pc es el conjunto de pérdidas de carga, Pi es la presión del fluido en el tramo de impulsión y Pa es la presión del fluido en el tramo de aspiración. En este caso las presiones de las tuberías de aspiración e impulsión son la misma, pues el sistema se encuentra a presión atmosférica, por tanto, la Ec. 28 viene simplificada de la siguiente forma:

Ec. 28.

$$H = Hg + Pc$$

Dado que en la recuperación de la corriente de arrastre el sistema de ósmosis inversa cuenta con su propio sistema de bombeo, se pueden considerar dos tramos diferentes, el tramo de caudal completo y el tramo para cada módulo de ósmosis directa.

En el caso del caudal completo, habría que considerar como altura geométrica la diferencia de alturas de los depósitos D1, y como los dos casos extremos que ocurren son que el depósito de impulsión esté vacío y el de aspiración lleno, momento en el que el trabajo de la bomba sería mínimo, y el otro caso es en el que el depósito de impulsión está lleno y el de aspiración está vacío, caso en el que la bomba deberá aportar la mayor altura posible. Debido a esto, sólo se considerará el segundo caso.

La altura geométrica viene dada por el depósito de impulsión. Para hallar la altura de líquido, sabiendo el volumen almacenado y la sección circular del depósito se puede establecer por relación directa, teniendo en cuenta que es el D1

Ec. 29.

$$m.c.a = \frac{\text{Volumen almacenado}}{\text{Sección del depósito}}$$

Siendo entonces la altura geométrica para el D1 5,7743 m.c.a

En este caso la mayor pérdida de carga viene dada por el módulo de ultrafiltración, despreciando las pérdidas debidas a la válvula y al caudalímetro. En el del módulo de ultrafiltración se coge la longitud total del módulo, dada por el fabricante, $L_{ultr} = 1,78$ m, para el cálculo de las pérdidas de carga. Este cálculo se realiza con la fórmula general del cálculo de pérdidas de carga por una tubería recta.

Ec. 30.

$$h_L = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g}$$

Donde f es el factor de fricción de la tubería, L es la longitud de la conducción, D es el diámetro de la conducción, V es la velocidad del fluido y g es la aceleración gravitatoria.

Sustituyendo en cada término su correspondiente y considerando el factor de fricción como el general, 0,018, se obtiene que la pérdida de carga en la conducción es:

Ec. 31.

$$h_L = 0,018 \cdot \frac{1,78}{0,219} \cdot \frac{1,089^2}{2 \cdot 9,8} = 0,058 \text{ m.c.a}$$

Por tanto, acudiendo a la ecuación 29, la altura que debe proporcionar la bomba en el tramo de la filtración de la corriente de arrastre es de 5,8323 m.c.a.

Además de estos 5,8323 m.c.a hay que tener en cuenta la presión requerida por el módulo de ultrafiltración para su correcto funcionamiento que, según los datos del fabricante, es de 5 bares como máximo, lo equivalente a 51 m.c.a. Por tanto, la altura a impulsar es de 55,8323 m.c.a

Para la elección de la bomba se ha optado por utilizar la herramienta del grupo Grundfos, que permite optimizar la búsqueda de la bomba a partir de los parámetros de diseño, el caudal y la altura. Siendo así, se ha optado para esta primera sección el modelo CRE 5-12, es una bomba multietapa preparada para instalación en vertical pero con los puertos de entrada y salida al mismo nivel. A continuación se muestra la curva de la bomba y una foto del producto:



Figura 12: Bomba CRE 5-12

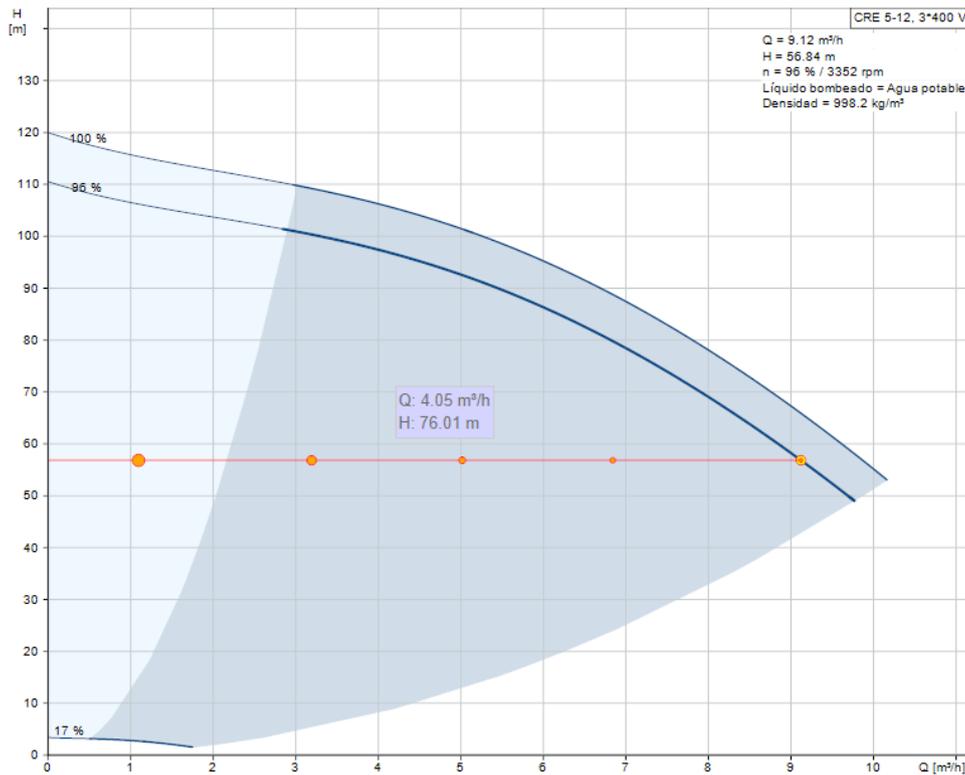


Figura 13: Curva característica de la bomba CRE 5-12

Para el tramo de los módulos de ósmosis directa se debe tener en cuenta que las bombas se sitúan en las tuberías de entrada a los módulos de FO. Por tanto, para el cálculo de la altura de la bomba, vendrá dado por la suma de alturas de impulsión y aspiración, de forma que la altura de la bomba será:

Ec. 32.

$$H = H_{impulsión} + H_{aspiración} = Hg_{impulsión} + P_{C. Impulsión} + Hg_{aspiración} + P_{C. Aspiración}$$

Por tanto se separarán los tramos en dos secciones, sección de aspiración y sección de impulsión.

En el tramo de aspiración, se considera como altura geométrica la del volumen almacenado en el depósito D2, esto sería, utilizando la ecuación 30, y por tanto la altura geométrica es de **4,074 m.c.a.**

Teniendo en cuenta que el eje de la bomba está en la base del depósito, este valor es negativo. Para las pérdidas de carga, hay que tener en cuenta que los tramos de tubería se colocan en piezas de 4m. Considerando que la bomba se coloca entre dos tramos se tendría una longitud de 4m de depósito a bomba y, para el cálculo de las pérdidas de carga se utiliza la expresión proporcionada por el fabricante de la tubería.

Ec. 33.

$$P_c = L \cdot 0,011 \cdot d^{4,87} \cdot q^{1,85}$$

Siendo L la longitud del tramo, d el diámetro interior (m), y q el caudal (m/s)

Por tanto, para el tramo de tubería de L2, la pérdida de carga es $5,78 \cdot 10^{-16}$ m.c.a, y por tanto, despreciable.

Así se tiene que en la altura manométrica de aspiración es **-4,074 m.c.a.**

Para el tramo de impulsión se utiliza como altura geométrica la del volumen de líquido almacenado en los depósitos D3. Esta altura geométrica es de 4,79 m.c.a, y como la bomba se sitúa en el eje del depósito y debe impulsarlo por encima de este, se queda con valor positivo. Por tanto, considerando las alturas de impulsión y aspiración surge que:

La presión a impulsar por la bomba es de 0,716 m.c.a, por lo que, acudiendo a la herramienta del grupo Grundfos se puede obtener el modelo que mejor se ajusta. En este caso, el modelo escogido es la bomba TPE 25-50/2, trabajando al 52% de revoluciones, es una bomba de voluta con los puertos de entrada de idéntico diámetro y de acoplamiento cerrado, cuya foto y curva de funcionamiento se muestra a continuación.



Figura 14: Foto de la bomba TPE 25-50/2 A-O-A-BQQE-AA1 – 98525613

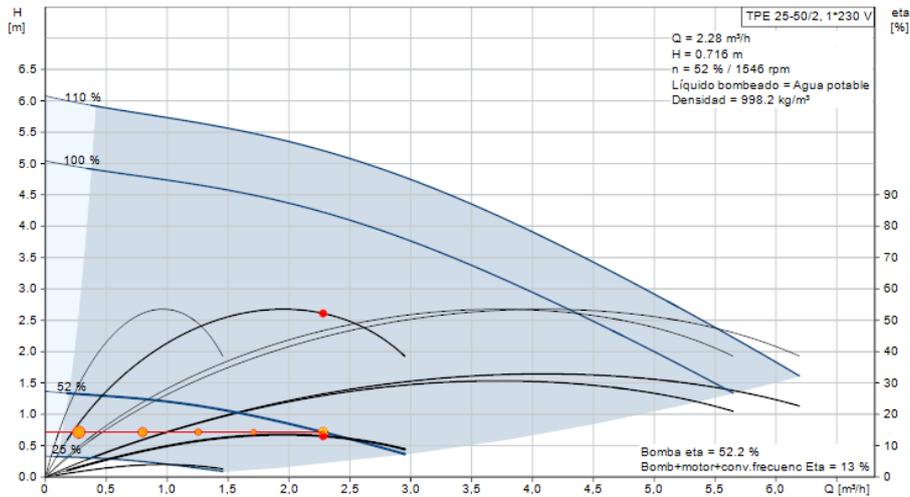


Figura 15: Curva característica de la bomba TPE 25-50/2 A-O-A-BQQE-AA1 – 98525613

5.7 Seguridad

Debido a que el presente proyecto trata sobre una instalación de ámbito industrial, se deberá tomar medidas para prevenir accidentes laborales y proteger a los operarios en el caso en el que ocurran. Por ese motivo se valorarán los riesgos y se pondrán medidas acordes a ellos.

En lo referente a los componentes utilizados, como se muestra en la tabla 2, el agua de estampación presenta contaminantes que pueden ser nocivos para la salud, como el colorante y los compuestos nitrogenados. Además, teniendo en cuenta la disolución de arrastre, se tiene también una disolución altamente alcalina, rica en NaOH, por lo que, acudiendo a la ficha de datos de seguridad de una disolución de NaOH de concentración similar, se muestra que es un producto corrosivo y que provoca quemaduras al contacto cutáneo y con los ojos. En dicha ficha se indican como medidas de prevención la utilización de protección ocular, llevar guantes protectores y ropa de protección. [36]

Debido a la naturaleza de los componentes que se utilizan, se colocará un cubeto de contención para los depósitos de la corriente de arrastre, de forma que considerando el volumen de 80 m³ de capacidad total, el cubeto debe tener 80 m³ de volumen. Esto será de 19.2 m de largo, 6.2 m de ancho y 67.2 cm de alto.

Si sucede algún fallo en la instalación, ya sea por alguna perforación en los depósitos, obstrucción en las tuberías u otra falla mecánica, puede suponer un aumento de presión a la salida de la bomba o una falta de presión a la entrada de esta. Debido a esto la bomba podría poner en peligro la instalación al suministrarle presión al sistema o podría producirse un efecto de cavitación que dañase tanto la bomba como las tuberías. Por este motivo se han colocado manómetros en cada bomba y válvulas de seguridad que permitan aliviar la presión si esta supera un límite peligroso para la instalación. También se han colocado válvulas de descarga en cada depósito, para que, en caso de que no se haya realizado el vaciado correctamente, se pueda regular el nivel manualmente y no supere el límite superior de seguridad.

Para evitar posibles incrustaciones y taponamientos en las tuberías y demás elementos tales como bombas se añade un filtro de 100 μ m en la salida del depósito principal de la corriente de alimentación, eliminando sólidos en suspensión.

CAPÍTULO 6: ANÁLISIS ECONÓMICO

En este capítulo se estudian los costes de funcionamiento de la instalación, considerando el gasto de energía, el transporte de materia prima y el mantenimiento de la propia instalación. Para el funcionamiento de la instalación y el mantenimiento se considera que la propia plantilla de la empresa está capacitada para la correcta manipulación de todos los elementos, por lo que no se consideran costes de mano de obra en la fase de mantenimiento y funcionamiento de la instalación.

6.1 Coste de funcionamiento

El coste de funcionamiento viene dado principalmente por el coste energético de los elementos eléctricos de la instalación.

Para plantear el coste energético se va a considerar que la planta está en funcionamiento los 365 días del año, en cada día 4 horas están destinadas al tratamiento por ósmosis directa, y 0.996 al funcionamiento del módulo de ósmosis inversa. Se supone que el llenado de los depósitos se realiza en las horas restantes, y de hecho el llenado del depósito de salida del módulo de ultrafiltración ocurre durante 8.77 horas con el caudal escogido. Este llenado es el único que requiere aporte de energía, ya que el resto de depósitos se llenan por diferencia de nivel. Por otra parte, se tienen otros elementos eléctricos, como conductímetros (11), medidores de nivel (22), un motor con agitador para cada depósito (11), además de las bombas de las disoluciones de arrastre y de alimento (8), la bomba para el módulo de ultrafiltración y el propio módulo de ósmosis inversa. Se supone que las bombas de cada disolución en cada módulo están en funcionamiento sólo mientras el módulo está en funcionamiento, por tanto, 4 horas al día. Por otra parte, los elementos restantes se considera que están en funcionamiento las 24 horas del día.

Esto supone que, al año, los módulos de ósmosis directa funcionan 1.460 horas al año, al igual que las bombas participantes en cada módulo, el módulo de ósmosis inversa durante 363,54 horas. La bomba del módulo de ultrafiltración trabaja durante 3.201,05 horas, y el resto de elementos que precisan energía eléctrica trabajan 8.760 horas.

Con esto se obtendrá el gasto energético a partir de la potencia suministrada, el tiempo de trabajo y el precio de la energía consumida. En el caso del último se estimó para el 2018 según el ministerio de interior, comercio y turismo que el precio de la electricidad de consumo industrial era de 0,092 €/kWh, incluyendo tasas y consumo de red. Por tanto, el coste total energético será:

Tabla 6: Coste de funcionamiento de la instalación

Equipo	Nº Equipos	kWh	Horas/año	kWh/(año-equipo)	kWh/año	€/(año-equipo)	€/año
Bombas TPE 25-50/2	8	0,12	1.460	175,2	1.401,6	16.12	128,95
Bombas CRE 5-12	1	3	3.201,05	9.603,15	9.603,15	883,49	883,49
Caudalimetro alpha CON 2000	11	0,079	8.760	689,85	7.588,35	63,47	698.13
Sensores de nivel VEGACAP 65	22	0,0015	8.761	13,14	289,113	1,21	26,6
Módulo de OI	1	3	363.54	1.090,62	1.090,62	100,34	100,34
Agitadores Serie VFT Cramix	11	3	8.760	26.280	289.080	2.417,76	26.595,36
Total	-	9,2	31.305,59	37.851,96	309052,83	3.482,38	28.432,86

6.2 Costes de materia prima y transporte

Con la suposición de que es la propia empresa la que realiza el tratamiento, no existe ningún coste de transporte. También hay que tener en cuenta que para la limpieza de la instalación se debe utilizar agua osmotizada, considerando el mismo volumen de tratamiento, 80 m³. Suponiendo que la empresa tiene conexión directa a agua de red simplemente se considera el consumo de agua de red anualmente. El coste del metro cúbico de agua de red en la Comunidad Valenciana es de 2,23€ según los datos del INE (2018). Considerando un consumo de 80 m³ diarios para el lavado de la instalación anualmente supone un consumo de 29.200 m³, por lo que anualmente el coste asciende a 65.116 €.

6.3 Coste de mantenimiento

El coste de mantenimiento se debe principalmente a la sustitución de los módulos de membrana de Porifera y de los equipos. Suponiendo que el deterioro de las membranas es de un 10% cada 5 años, al año de funcionamiento supondría un deterioro de un 2. Por comparativa con otros tipos de membranas el coste de cada módulo de OD ascendería a unos 300€/m², por lo que el módulo completo supondría un coste de 18.900€, y siendo 4 módulos esto entonces ascendería a 75.600 €. Para las membranas del módulo de ósmosis inversa sería de 550€ por membrana de 4", siendo el módulo de membranas entonces 8.250€. Para el módulo de ultrafiltración cada membrana cuesta 240€. Por tanto, al año el desgaste supondría un coste de 1.681,8 €

Para el resto de parámetros de desgaste de equipos es difícil de calcular, por lo que anualmente se considerará un 3% de costes indirectos por deterioro.

Por tanto, el coste anual de la instalación es de:

Tabla 7: Costes anuales de la instalación

Coste de funcionamiento	28.432,86€
Coste de materia prima	65.116 €
Coste de mantenimiento	1,681,8 €
Costes indirectos	2,856.92 €
Total	98,087.58 €

Si se establece la comparación entre los procesos de ósmosis directa y otros procesos utilizados en empresas para el tratamiento de aguas, se observa un gran ahorro con el uso de técnicas membranarias. De hecho, comparando con los métodos electroquímicos, en concreto el de electrocoagulación, el gasto de energía en el tratamiento es una media de 1kW/kg de agua tratado. Suponiendo que las disoluciones tienen una densidad similar al agua, es decir, de 1.000 kg/m³ de agua. Al cabo de un año se han consumido 29.200 m³ de agua, y así el gasto energético es de 29.200.000 kWh/año. Contando con el coste de la energía, 0,092 €/kWh, el coste del tratamiento por electrocoagulación sería de 2.686.400 €/año.

Por tanto, haciendo la comparativa de los dos procesos se observa que el proceso de tratamiento por membranas es considerablemente más barato que el de electrocoagulación.

CAPÍTULO 7: CONCLUSIONES

En primer lugar, se ha conseguido determinar la viabilidad del proceso de tratamiento de ósmosis directa para el tratamiento de aguas residuales, un proceso que se va implementando más en distintas industrias. Se ha cumplido la estimación de ahorro de consumo de energía en comparación al proceso electroquímico.

En segundo lugar, se ha planteado la posibilidad de utilizar el agua de mercerizado como disolución de arrastre en el tratamiento de ósmosis directa, en función de los parámetros de flujo y de presión osmótica, bien si es preciso filtrarla previamente para evitar incrustaciones y pérdidas de rendimiento en el proceso de ósmosis directa

Por último, se ha propuesto recuperar la corriente de arrastre para su reutilización en el proceso de ósmosis directa a partir del proceso de ósmosis inversa, lo que supone a su vez un ahorro en el agua utilizada en el proceso de estampación.

Todo esto ha hecho posible realizar el diseño de la instalación de tratamiento de aguas residuales con un caudal de 80 m³ diarios, implementando a su vez un sistema de recuperación de la corriente de arrastre. Como última consideración, habría que estudiar la viabilidad del proceso de forma experimental, al igual del uso del agua de mercerizado como corriente de arrastre para el proceso, y la recuperación de esta a partir de un proceso de ósmosis inversa. Esto no ha sido posible debido a la emergencia mundial provocada por la cepa del virus del Sars Cov-2, que ha impedido cualquier tipo de experimentación de investigación.

Como conclusión general, se ha estudiado una nueva forma de reducir costes tanto energéticos como de agua en la industria textil, así como de poder reutilizar parte de los residuos emitidos, resultando en una mayor reducción de emisiones. Esto supone un menor impacto ambiental y una disminución de tasas de emisiones para la empresa. Asimismo, con la concentración del agua de estampación se obtendría ahorro de colorante utilizado en el proceso de estampación.

CAPÍTULO 8: BIBLIOGRAFÍA

- 1- ArteHistoria. (2017). Industria textil. Retrieved March 26, 2020, from <https://www.artehistoria.com/es/contexto/industria-textil-0>
- 2- ArteHistoria. (2017). Sectores siderúrgico y textil. Retrieved March 26, 2020, from <https://www.artehistoria.com/es/contexto/sectores-sider%C3%BArgico-y-textil>
- 3- Industria textil e historia de la tecnología: Las indianas europeas de la primera mitad del siglo XIX, Agustí Nieto-Galán, 1996, Revista de Historia Industrial
- 4- Onur Tekoğlu, Celalettin Özdemir. 2004. Wastewater of textile industry and its treatment processes. Giresun University; Selcuk University
- 5- A.B. Dos Santos, F.J. Cervantes-Carrillo, J.B. van Lier. 2007. Review paper on current technologies for decolourisation of textile wastewaters: perspectives for anaerobic biotechnology. *Bioresour Technol.* 98(12):2369-8
- 6- I. Bisschops, H. Spanjers. 2003. Literature review on textile wastewater Characterisation. *Environmental Technology* 24(11):1399-411
- 7- Centro de Actividad Regional para la Producción Limpia (CAR/PL). 2002. Prevención de la contaminación en la industria textil en los países del mediterráneo.
- 8- Y. Anjaneyulu, N. Sreedhara Chary & D. Samuel Suman Raj, 2005. Decolourization of industrial Efluents, available methods and emerging technologies. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology* volume 4, pages 245–273
- 9- Md. Mahmudur Rahman, Quazi Hamidul Bari. 2011. Treatment of textile wastewater using laboratory produced activated carbon. *International Conference on Environmental technology & Construction engineering for Sustainable Development*
- 10- Abdelmajid Regti, Mohammadine El Haddad. 2017. Potential use of activated carbon derived from *Persea* species under alkaline conditions for removing cationic dye from wastewaters. *Journal of the Association of Arab Universities for Basic and Applied Sciences*, volume 24, pages 10-18.
- 11- Tinoco Gómez, O., Medina Escudero, A. M., & Zapata Gamarra, H. (2011). Tratamiento de efluentes textiles con luz ultravioleta solar. *Industrial Data*, 14(2), 009-015.
- 12- IAEA (International Atomic Energy Agency). 2008. Radiation treatment of polluted water and wastewater. *Industrial Applications in Chemistry Section IAEA-TECDOC-1598*

- 13- Sebastián Hernández Sierra. 2008. Estudio de biotratabilidad de las aguas residuales de tintorería por medio de un proceso avanzado de oxidación. Universidad De Los Andes, Facultad De Ingeniería. Departamento De Ingeniería Civil Y Ambiental Bogotá, D.C.
- 14- Carlos A. Martínez-Huitl and Sergio Ferro. 2006. Electrochemical oxidation of organic pollutants for the wastewater treatment: direct and indirect processes. *Chemical Society Reviews* 35(12):1324-40
- 15- G. D. Jojoa-Unigarro H.L.Rodriguez-Zambrano S.A. Cardona-Gallo. 2015. Tratamiento de aguas residuales textiles a partir de métodos biológicos. *Revista Cintex*, volume 20, pages 10-34
- 16- Petrinic, I., Bajraktari, N., & Hélix-Nielsen, C. 2015 Membrane technologies for water treatment and reuse in the textile industry. In *Advances in Membrane Technologies for Water Treatment: Materials, Processes and Applications* (pp. 537-550). Woodhead Publishing.
- 17- Christian Guizard. 1999. Clasificación de las membranas y los procesos que las utilizan. Cuaderno Firp S452-B
- 18- D. Xiao, C. Y. Tang, J. Zhang, W. C. L. Lay, R. Wang, and A. G. Fane. 2011. "Modeling salt accumulation in osmotic membrane bioreactors: Implications for FO membrane selection and system operation," *J. Memb. Sci.*, vol. 366, no. 1–2, pp. 314–324,
- 19- Anita Haupt, André Lerch. 2018 Forward Osmosis Application in Manufacturing Industries: A Short Review. *Membranes* 8(3)
- 20- Cabezas, J. L. 2017. Aplicación de la ósmosis directa en procesos de separación y concentración de fangos de depuración. Tesis doctoral, 63. Valencia.
- 21- S.Phuntsho,H.K. Shon, S. Hong, S.Lee, S. Vigneswaran, and J. Kandasamy. 2011. "Fertiliser draw forwardosmosis desalination: the concept, performance and limitations for fertigation". *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, vol 2050, págs. 147-168,
- 22- D. L. Shaffer, J. R. Werber, H. Jaramillo, S. Lin, and M. Elimelech, 2015. "Forward osmosis: Where are we now?," *Desalination*, vol. 356, pp.271–284,
- 23- Muhammad Roil Bilad. 2016. Module-Scale Simulation of Forward Osmosis Module-Part A: Plate-and-Frame, *Indonesian Journal of Science & Technology* 1 (2) 249-261,
- 24- Muhammad Roil Bilad, 2017. Module-Scale Simulation of Forward Osmosis Module-Part B: Modified Spiral-Wound, *Indonesian Journal of Science & Technology* 2 (2) 211-220
- 25- Forwardosmosistech. Imágenes de tipos de membranas de ósmosis directa.

- TUBULARES, retrieved April 10, 2020 from:
<https://www.forwardosmosistech.com/the-4-different-designs-of-forward-osmosis-fo-membrane-modules/>; <https://www.forwardosmosistech.com/tubular-forward-osmosis-membrane-modules/>;
- FIBRA HUECA, retrieved April 10, 2020 from:
<https://www.forwardosmosistech.com/the-4-different-designs-of-forward-osmosis-fo-membrane-modules/>; <https://www.forwardosmosistech.com/hollow-fiber-forward-osmosis-membrane-modules/>;
- 26- Laura Chekli , Sherub Phuntsho , Ho Kyong Shon, Saravanamuthu Vigneswaran, Jaya Kandasamy & Amit Chanan: A review of draw solutes in forward osmosis process and their use in modern applications, *Desalination and Water Treatment*, 43:1-3, 167-184, 2012
- 27- Giagnorio, M., Ricceri, F., Tagliabue, M., Zaninetta, L., & Tiraferri, A. (2019). Hybrid Forward Osmosis–Nanofiltration for Wastewater Reuse: System Design. *Membranes*, 9(5), 61. <https://doi.org/10.3390/membranes9050061>
- 28- Li Li, Wenxin Shi, Shuili Yu (2019). Research on Forward Osmosis Membrane Technology Still Needs Improvement in Water Recovery and Wastewater Treatment. *Water* 12(1):107
- 29- June-Seok Choia, Hwan Kimb, Sangho Leea, Tae-Mun Hwanga, Hyunje Oha, Dae Ryook Yangc, Joon Ha Kim. 2010. Theoretical investigation of hybrid desalination system combining reverse osmosis and forward osmosis. *Desalination and water treatment* 15(1-3):114-120
- 30- Andrea Achilli, Tzahi Y. Cathb, Amy E. Childress. 2010. Selection of inorganic-based draw solutions for forward osmosis applications. *Journal of Membrane Science* 364, 233-241.
- 31- Porifera. Technical data sheet PFO-9S MODULE, retrieved July 10, 2020
- 32- Aiqsa, (1964). Auxiliar de Instalaciones Químicas S.A. - Calderería plástica. Retrieved June 23, 2020, from <http://www.aiqsa.com/productos/produccion/depositos/d-almac.htm>
- 33- Lenntech. Technical Data Sheet DOW IntegraFlo™ Ultrafiltration Modules for Potable Use Model DW74-1100, retrieved July 17, 2020
- 34- Pure Aqua Inc. Commercial Brackish RO Systems, RO-200 Series. Retrieved July 18, 2020
- 35- EGBGroup. Catálogo de tuberías, maquinaria y complementos de PP-R, retrieved July 20, 2020
- 36- Panreac. (2020). Ficha de datos de seguridad: Sodium Hydroxide 2 mol/l (2N), retrieved July 24, 2020.

PRESUPUESTO

Cuadro de mano de obra

Cuadro de mano de obra

Página 1

Num. Código	Denominación de la mano de obra	Precio	Horas	Total
1 MO1.1.a	Oficial 1ª fontanería para instalación de depósito	19,750	55,000 h	1.086,25
2 MO6.2.a	Oficial 1ª mecánica para instalación de módulo de membranas de ósmosis inversa	19,750	30,000 h	592,50
3 MO2.1.a	Oficial 1ª fontanería para instalación de bomba	19,750	45,000 h	888,75
4 MO6.6.a	Oficial 1ª mecánica para instalación de agitador	19,750	11,000 h	217,25
5 MO4.1.a	Oficial 1ª fontanería para instalación de válvulas	19,750	137,000 h	2.705,75
6 MO6.4.a	Oficial 1ª mecánica para instalación de módulo de ultrafiltración	19,750	40,000 h	790,00
7 MO3.1.a	Oficial 1ª fontanería para instalación de tuberías	19,750	17,000 h	335,92
8 MO6.3.a	Oficial 1ª mecánica para instalación de filtros	19,750	20,000 h	395,00
9 MO6.1.a	Oficial 1ª mecánica para instalación de módulo de membranas de ósmosis directa	19,750	160,000 h	3.160,00
10 MO5.1.a.	Oficial 1ª electricista para instalación de medidores de nivel	16,580	63,000 h	1.044,54
11 MO3.1.b	Peón fontanería para instalación de tuberías	15,890	17,000 h	270,30
12 MO4.1.b	Peón fontanería para instalación de válvulas	15,890	137,000 h	2.176,93
13 MO6.1.b	Peón mecánica para instalación de módulo de membranas de ósmosis directa	15,890	160,000 h	2.542,40
14 MO6.6.b	Peón maquinaria para instalación de agitador	15,890	11,000 h	174,79
15 MO2.1.b	Peón fontanería para instalación de bomba	15,890	45,000 h	715,05
16 MO6.4.b	Peón mecánica para instalación de módulo de ultrafiltración	15,890	40,000 h	635,60
17 MO1.1.b	Peón fontanería para instalación de depósito	15,890	55,000 h	873,95
18 MO6.2.b	Peón mecánica para instalación de módulo de membranas de ósmosis inversa	15,890	30,000 h	476,70
19 MO6.3.b	Peón mecánica para instalación de filtros	15,890	20,000 h	317,80
20 MO5.1.b	Peón electricista para instalación de medidores de nivel	13,180	63,000 h	830,34
Total mano de obra:				20.229,82

Cuadro de materiales

Cuadro de materiales

Página 1

Num. Código	Denominación del material	Precio	Cantidad	Total
1 MA1.1	Depósito de 100.000 L de capacidad para instalación de ósmosis directa (AICSA)	8.893,990	3,000 Ud	26.681,97
2 MA6.2	Módulo ósmosis inversa Pure Aqua	7.750,000	1,000 Ud	7.750,00
3 MA6.1	Módulo porifera	6.720,000	4,000 Ud	26.880,00
4 MA2.1	Bomba CRE 5-12 para ultrafiltración	5.103,000	1,000 Ud	5.103,00
5 MA6.6	Agitador VFT Cramix	2.150,000	11,000 Ud	23.650,00
6 MA2.2	Bomba TPE 25-50/2 para ósmosis directa.	1.855,000	8,000 Ud	14.840,00
7 MA5.2	Alpha Con 2000 conductímetro	1.683,000	11,000 Ud	18.513,00
8 MA1.3	Depósito de 30.000L de capacidad para instalación de ósmosis directa (EUROPLAST)	1.345,520	4,000 Ud	5.382,08
9 MA1.2	Depósito de 25.000 L de capacidad para instalación de ósmosis directa	1.345,520	4,000 Ud	5.382,08
10 MA6.4	Filtro Siebec	550,000	1,000 Ud	550,00
11 MA4.4	Válvula de seguridad tallada tarada de gran capacidad	457,020	1,000 Ud	457,02
12 MA5.1	Medidor de nivel por presión WIKA	405,590	22,000 Ud	8.922,98
13 MA5.3	Medidor de caudal SI5004 (Automation24)	324,450	9,000 Ud	2.920,05
14 MA6.3	Lenntech UF module	308,000	1,000 Ud	308,00
15 MA4.3	Válvula de seguridad de DN32	222,060	8,000 Ud	1.776,48
16 MA4.1	Válvula de PVC para encolar a DN 75 (Salvador Scola)	93,350	1,000 Ud	93,35
17 MA4.5	Válvula 3 vías de paso en L DN 32	59,200	4,000 Ud	236,80
18 MA4.6	Válvula de regulación	40,600	11,000 Ud	446,60
19 MA3.1	Tubería de PPR modelo S3.2 de DN 75 (EGBGroup)	15,980	14,000 m	223,72
20 MA4.2	Válvula de PVC para encolar a DN 32 (Salvador Scola)	13,890	12,000 Ud	166,68
21 MA3.2	Tubería de PPR modelo S3.2 de DN32 (EGBGroup)	2,970	20,000 m	59,40
Total materiales:				150.343,21

Cuadro de precios nº 1

Nº	Designación	Importe	
		En cifra (Euros)	En letra (Euros)
1.1	1 Instalación Cuadro de mano de obra	0,00	CERO EUROS
1.2	Cuadro de materiales	0,00	CERO EUROS
	2 INSTALACIÓN OD		
	2.1 Instalación de depósitos		
2.1.1	Ud Instalación de depósitos de 100 m3 de capacidad	9.072,19	NUEVE MIL SETENTA Y DOS EUROS CON DIECINUEVE CÉNTIMOS
2.1.2	Ud Instalación de depósitos de 25 m3 de capacidad	1.523,72	MIL QUINIENTOS VEINTITRES EUROS CON SETENTA Y DOS CÉNTIMOS
2.1.3	Ud Instalación de depósitos de 30 m3 de capacidad	1.523,72	MIL QUINIENTOS VEINTITRES EUROS CON SETENTA Y DOS CÉNTIMOS
	2.2 Instalación de Bombas		
2.2.1	Ud Instalación de bomba CRE 5-12	5.281,20	CINCO MIL DOSCIENTOS OCHENTA Y UN EUROS CON VEINTE CÉNTIMOS
2.2.2	Ud Instalación de bomba TPE 25-50/2	2.033,20	DOS MIL TREINTA Y TRES EUROS CON VEINTE CÉNTIMOS
	2.3 Instalación de tuberías		
2.3.1	m Instalación de Tubería de DN 75	33,81	TREINTA Y TRES EUROS CON OCHENTA Y UN CÉNTIMOS
2.3.2	m Instalación de Tubería de DN 32	20,80	VEINTE EUROS CON OCHENTA CÉNTIMOS
	2.4 Instalación de válvulas		
2.4.1	Ud Instalación de Válvulas de paso de líquidos DN75	271,55	DOSCIENTOS SETENTA Y UN EUROS CON CINCUENTA Y CINCO CÉNTIMOS
2.4.2	Ud Instalación de Válvulas de paso de líquidos DN32	192,09	CIENTO NOVENTA Y DOS EUROS CON NUEVE CÉNTIMOS
2.4.3	Ud Instalación de Válvulas de seguridad para DN32	328,98	TRESCIENTOS VEINTIOCHO EUROS CON NOVENTA Y OCHO CÉNTIMOS
2.4.4	Ud Instalación de Válvulas de seguridad de gran capacidad	563,94	QUINIENTOS SESENTA Y TRES EUROS CON NOVENTA Y CUATRO CÉNTIMOS
2.4.5	Ud Instalación de válvula de paso de 3 vías	166,12	CIENTO SESENTA Y SEIS EUROS CON DOCE CÉNTIMOS
2.4.6	Ud Válvula de regulación de descarga de depósitos	147,52	CIENTO CUARENTA Y SIETE EUROS CON CINCUENTA Y DOS CÉNTIMOS
	2.5 Instalación de niveles de caudal, conductividad y volumen		

Cuadro de precios nº 1

Nº	Designación	Importe	
		En cifra (Euros)	En letra (Euros)
2.5.1	Ud Instalación de los niveles de volumen de los depósitos, considerando dos niveles, uno inferior y otro superior	855,82	OCHOCIENTOS CINCUENTA Y CINCO EUROS CON OCHENTA Y DOS CÉNTIMOS
2.5.2	Ud Instalación de niveles de caudal	369,09	TRESCIENTOS SESENTA Y NUEVE EUROS CON NUEVE CÉNTIMOS
2.5.3	Ud Instalación de conductímetros	1.772,28	MIL SETECIENTOS SETENTA Y DOS EUROS CON VEINTIOCHO CÉNTIMOS
2.6 Instalación de los módulos de membranas y filtros			
2.6.1	Ud Instalación de los módulos de ósmosis directa	8.308,51	OCHO MIL TRESCIENTOS OCHO EUROS CON CINCUENTA Y UN CÉNTIMOS
2.6.2	Ud Instalación de los módulos de ósmosis inversa	8.995,58	OCHO MIL NOVECIENTOS NOVENTA Y CINCO EUROS CON CINCUENTA Y OCHO CÉNTIMOS
2.6.3	Ud Instalación del módulo de ultrafiltración	1.768,27	MIL SETECIENTOS SESENTA Y OCHO EUROS CON VEINTISIETE CÉNTIMOS
2.6.4	Ud Instalación del filtro de la alimentación	1.288,06	MIL DOSCIENTOS OCHENTA Y OCHO EUROS CON SEIS CÉNTIMOS
2.7 Instalación de elementos auxiliares			
2.7.1	Ud Instalación de agitadores de depósitos	2.229,35	DOS MIL DOSCIENTOS VEINTINUEVE EUROS CON TREINTA Y CINCO CÉNTIMOS

Cuadro de precios nº 2

Nº	Designación	Importe	
		Parcial (Euros)	Total (Euros)
1	Ud de Instalación de bomba CRE 5-12 Mano de obra Materiales	178,20 5.103,00	5.281,20
2	Ud de Instalación de bomba TPE 25-50/2 Mano de obra Materiales	178,20 1.855,00	2.033,20
3	Ud de Instalación de depósitos de 100 m3 de capacidad Mano de obra Materiales	178,20 8.893,99	9.072,19
4	Ud de Instalación de depósitos de 25 m3 de capacidad Mano de obra Materiales	178,20 1.345,52	1.523,72
5	Ud de Instalación de depósitos de 30 m3 de capacidad Mano de obra Materiales	178,20 1.345,52	1.523,72
6	Ud de Instalación de agitadores de depósitos Mano de obra Materiales Medios auxiliares	35,64 2.150,00 43,71	2.229,35
7	de Cuadro de materiales		0,00
8	de Cuadro de mano de obra		0,00
9	Ud de Instalación de los módulos de ósmosis directa Mano de obra Materiales Medios auxiliares	1.425,60 6.720,00 162,91	8.308,51
10	Ud de Instalación de los módulos de ósmosis inversa Mano de obra Materiales Medios auxiliares	1.069,20 7.750,00 176,38	8.995,58
11	Ud de Instalación del módulo de ultrafiltración Mano de obra Materiales Medios auxiliares	1.425,60 308,00 34,67	1.768,27
12	Ud de Instalación del filtro de la alimentación Mano de obra Materiales Medios auxiliares	712,80 550,00 25,26	1.288,06
13	Ud de Instalación de los niveles de volumen de los depósitos, considerando dos niveles, uno inferior y otro superior Mano de obra Materiales	44,64 811,18	855,82

Cuadro de precios nº 2

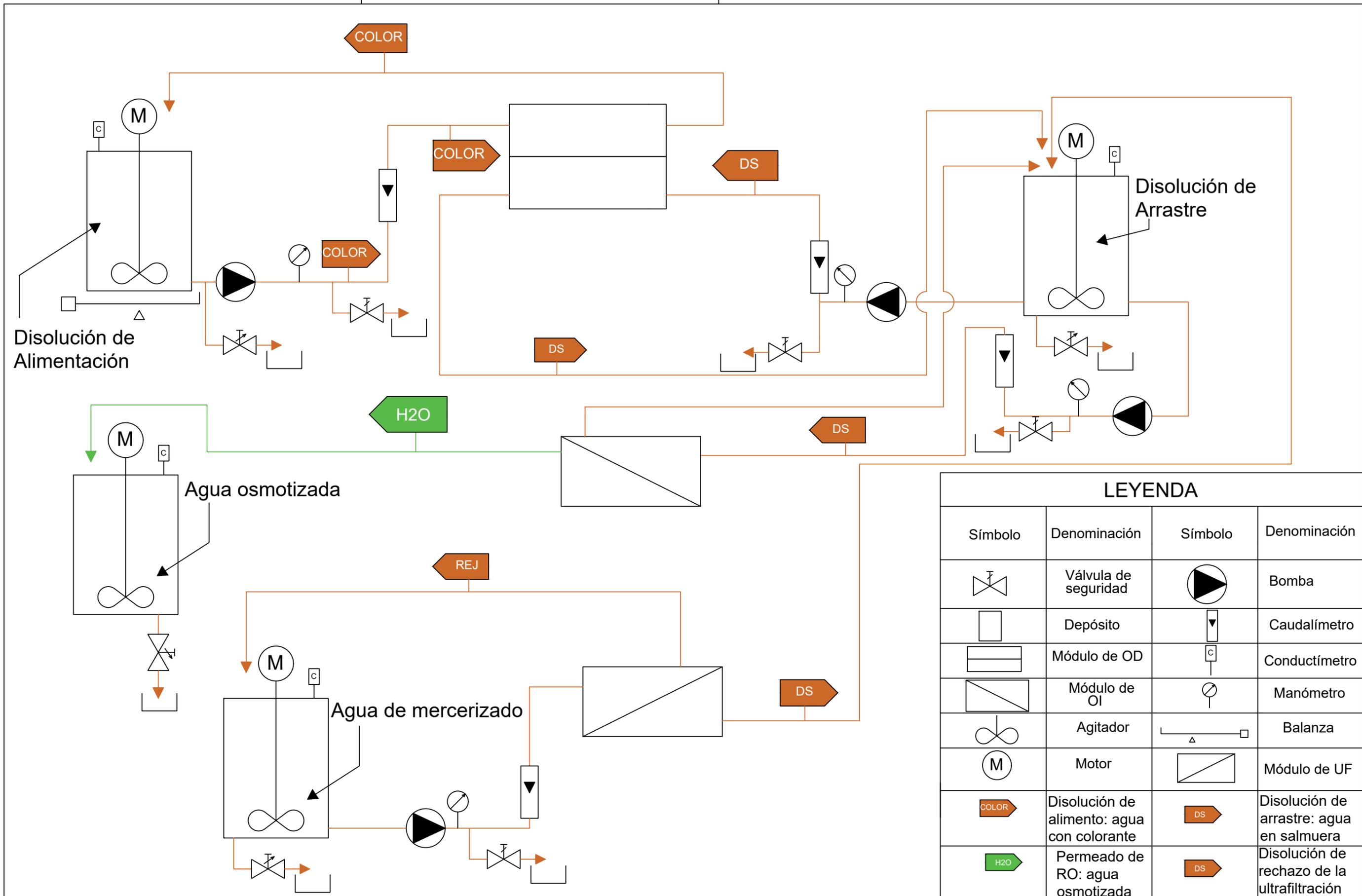
Nº	Designación	Importe	
		Parcial (Euros)	Total (Euros)
14	Ud de Instalación de niveles de caudal Mano de obra Materiales	44,64 324,45	369,09
15	Ud de Instalación de conductímetros Mano de obra Materiales	89,28 1.683,00	1.772,28
16	m de Instalación de Tubería de DN 75 Mano de obra Materiales	17,83 15,98	33,81
17	m de Instalación de Tubería de DN 32 Mano de obra Materiales	17,83 2,97	20,80
18	Ud de Instalación de Válvulas de paso de líquidos DN75 Mano de obra Materiales	178,20 93,35	271,55
19	Ud de Instalación de Válvulas de paso de líquidos DN32 Mano de obra Materiales	178,20 13,89	192,09
20	Ud de Instalación de Válvulas de seguridad para DN32 Mano de obra Materiales	106,92 222,06	328,98
21	Ud de Instalación de Válvulas de seguridad de gran capacidad Mano de obra Materiales	106,92 457,02	563,94
22	Ud de Instalación de válvula de paso de 3 vías Mano de obra Materiales	106,92 59,20	166,12
23	Ud de Válvula de regulación de descarga de depósitos Mano de obra Materiales	106,92 40,60	147,52

Proyecto: tfg

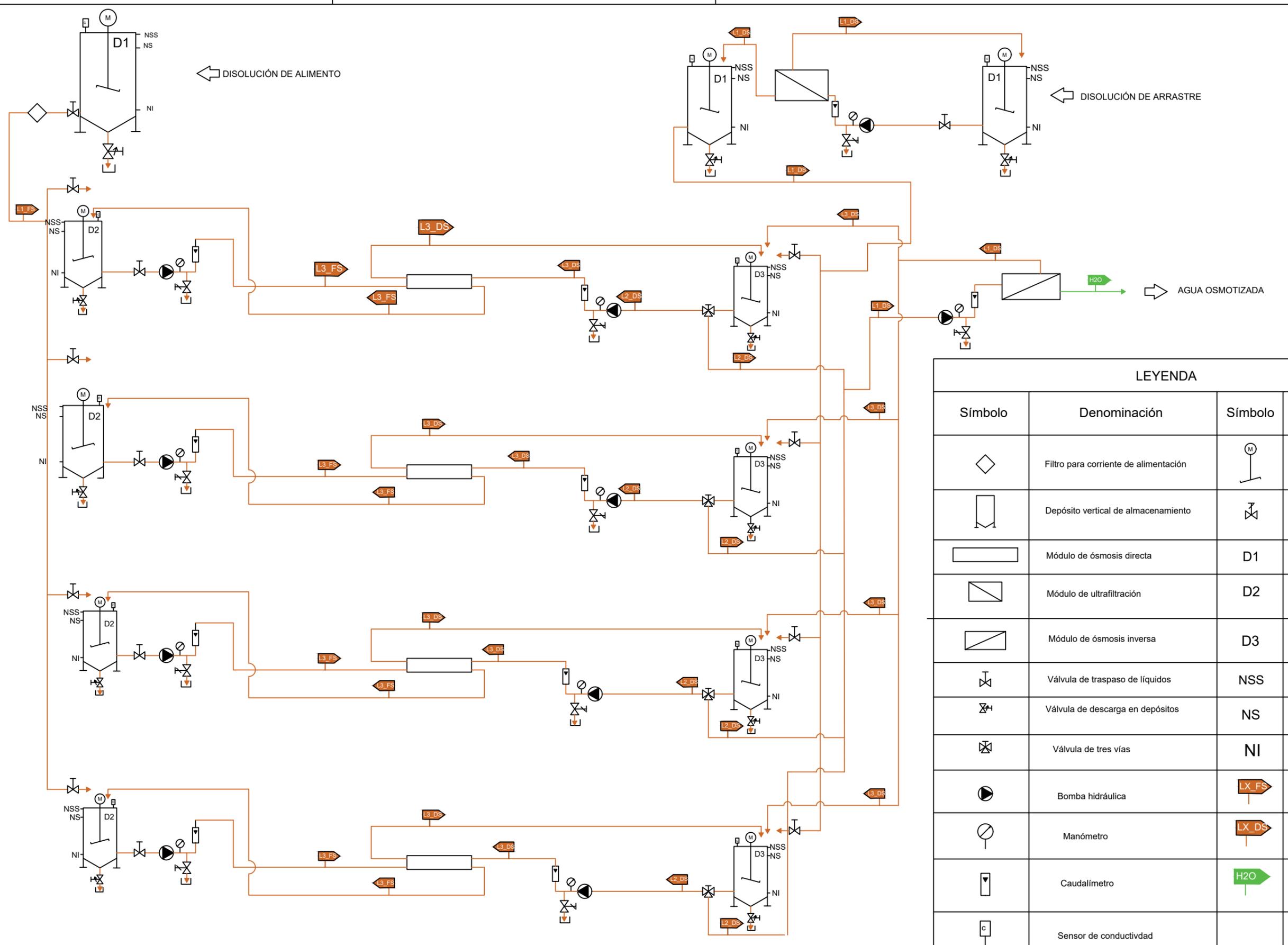
Capítulo	Importe
Capítulo 2 INSTALACIÓN OD	171.941,79
Capítulo 2.1 Instalación de depósitos	39.406,33
Capítulo 2.2 Instalación de Bombas	21.546,80
Capítulo 2.3 Instalación de tuberías	889,34
Capítulo 2.4 Instalación de válvulas	8.059,61
Capítulo 2.5 Instalación de niveles de caudal, conductividad y volumen	32.230,91
Capítulo 2.6 Instalación de los módulos de membranas y filtros	45.285,95
Capítulo 2.7 Instalación de elementos auxiliares	24.522,85
Presupuesto de ejecución material	171.941,79
13% de gastos generales	22.352,43
6% de beneficio industrial	10.316,51
Suma	204.610,73
21% IVA	42.968,25
Presupuesto de ejecución por contrata	247.578,98

Asciende el presupuesto de ejecución por contrata a la expresada cantidad de DOSCIENTOS CUARENTA Y SIETE MIL QUINIENTOS SETENTA Y OCHO EUROS CON NOVENTA Y OCHO CÉNTIMOS.

PLANOS



LEYENDA			
Símbolo	Denominación	Símbolo	Denominación
	Válvula de seguridad		Bomba
	Depósito		Caudalímetro
	Módulo de OD		Conductímetro
	Módulo de OI		Manómetro
	Agitador		Balanza
	Motor		Módulo de UF
	Disolución de alimento: agua con colorante		Disolución de arrastre: agua en salmuera
	Permeado de RO: agua osmotizada		Disolución de rechazo de la ultrafiltración



LEYENDA

Símbolo	Denominación	Símbolo	Denominación
	Filtro para corriente de alimentación		Agitador motorizado
	Depósito vertical de almacenamiento		Válvula de seguridad en bombas
	Módulo de ósmosis directa	D1	Identificación de depósito de 100 m3
	Módulo de ultrafiltración	D2	Identificación de depósito de 25 m3
	Módulo de ósmosis inversa	D3	Identificación de depósito de 30 m3
	Válvula de traspaso de líquidos	NSS	Indicador de nivel superior de seguridad
	Válvula de descarga en depósitos	NS	Identificación de nivel superior
	Válvula de tres vías	NI	Identificación de nivel inferior
	Bomba hidráulica	LX_FS	Etiqueta de identificación de corriente FS, siendo X la tubería de circulación
	Manómetro	LX_DS	Etiqueta de identificación de corriente DS, siendo X la tubería de circulación
	Caudalímetro	H2O	Etiqueta de identificación de corriente de agua osmotizada
	Sensor de conductividad		

TRABAJO FINAL DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Proyecto: Diseño de una instalación de tratamiento de aguas residuales de la industria textil con un caudal de 80 m3/ día

Plano: Diagrama de flujo de la instalación
 Autor: Ignacio Alcorisa Rodríguez

Fecha: Julio 2020
 Escala:
 Nº Plano: 2