



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIERÍA
INDUSTRIAL VALENCIA

Curso Académico:

RESUMEN

Las aguas residuales obtenidas en el proceso de elaboración de alcachofas envasadas se emplean en la actualidad en alimentación animal, para la elaboración de fibra alimentaria o simplemente se tratan en estaciones depuradoras de aguas residuales, lo que supone unos costes muy elevados. Sin embargo, estas aguas residuales presentan un alto contenido en compuestos fenólicos, los cuales tienen gran interés para las industrias farmacéutica, cosmética y alimentaria, debido a su fuerte carácter antioxidante.

El objetivo del presente trabajo es diseñar una planta para la recuperación de dichos compuestos fenólicos a partir de 3.000 m³/año de aguas residuales obtenidas en el proceso de envasado de alcachofas. El proceso propuesto consta de varias etapas secuenciales de procesos de separación con membranas para la purificación y concentración de los compuestos fenólicos.

En el trabajo se han analizado diferentes alternativas de procesamiento recopiladas de la bibliografía, para proponer la mejor secuencia de tratamiento desde el punto de vista de la productividad, la selectividad y el coste de los procesos evaluados. Además, se han comparado diferentes modos de operación (continuo, discontinuo y continuo con recirculación). Finalmente, se ha decidido una secuencia de tratamiento constituida por una primera etapa de ultrafiltración (UF), operando en modo discontinuo; seguida de dos etapas de nanofiltración (NF), operando en modo continuo de pase único.

Una vez elegida la secuencia idónea de tratamiento, se ha procedido a efectuar el diseño de las instalaciones necesarias y se ha realizado el análisis de la implementación de dichas instalaciones en una planta industrial de procesado de alcachofas. Finalmente, se ha estimado el coste de dicha implementación y se ha efectuado un análisis económico del proceso propuesto.

La planta de tratamiento va a tener como emplazamiento las instalaciones de la empresa Gómez y Lorente, S.L., la cual opera durante 8 horas al día, 5 días a la semana y durante el primer trimestre del año, puesto que es el periodo de producción de la alcachofa.

La etapa de UF está compuesta por 90 membranas ROMICON® PM50 de fibra hueca de la casa comercial Koch Membrane Systems dispuestas en paralelo, con una superficie activa de 9 m² y cuyo umbral de corte molecular (MWCO) es igual a 50 kDa. A continuación, la primera etapa de NF recibe como alimento el permeado de la UF. Para esta etapa se han considerado 26 membranas SPIRA-CEL® NP030 8040B de la casa comercial Microdyn-Nadir de arrollamiento en espiral, dispuestas en dos etapas con una configuración piramidal. Las membranas tienen una superficie activa de 32 m² y un MWCO igual a 500 – 600 Da. Por último, la segunda etapa de NF recibe como alimento el permeado de la primera NF. Se han considerado 7 membranas Desal DL8040F30 de arrollamiento en espiral de la

casa comercial GE Water & Process Technologies, colocadas en una única etapa con 1 tubo de presión. Las membranas tienen una superficie activa de 34 m² y un MWCO igual a 150 – 300 Da.

Como resultado del proceso propuesto se obtiene una corriente igual a 8.236,33 kg/día rica en polifenoles, que es el rechazo de la primera etapa de NF; una corriente igual a 6.589,07 kg/día rica en azúcares, que corresponde al rechazo de la segunda etapa de NF; y una corriente de agua igual a 26.356,36 kg/día que se ha reutilizado para la limpieza de las membranas y que corresponde al permeado de la segunda NF.

Tras efectuar el estudio económico y el presupuesto, se necesita una inversión inicial para la instalación la planta de tratamiento igual a **1.373.997,17 €**, mientras que los costes de explotación anuales son igual a **236.645,30 €** y los ingresos totales anuales, por la venta de los productos obtenidos, de **728.850,70 €**. Por lo tanto, se obtiene un beneficio neto igual a **359.309,94 €/año**.

Palabras clave: compuestos fenólicos; alcachofa; aguas residuales; tecnología de membranas

RESUM

Les aigües residuals obtingudes en el procés d'elaboració de carxofes envasades s'utilitzen en l'actualitat en alimentació animal, per a l'elaboració de fibra alimentària o simplement es tracten en estacions depuradores d'aigües residuals, la qual cosa suposa uns costos molt elevats. No obstant això, aquestes aigües residuals presenten un alt contingut en compostos fenòlics, els quals tenen gran interès per a les indústries farmacèutica, cosmètica i alimentària, a causa del seu fort caràcter antioxidant.

L'objectiu del present projecte és dissenyar una planta per a la recuperació d'aquests compostos fenòlics a partir de 3.000 m³/any d'aigües residuals obtingudes en el procés d'envasament de carxofes. El procés proposat consta de diverses etapes seqüencials de processos de separació amb membranes per a la purificació i concentració dels compostos fenòlics.

En el treball s'analitzaran diferents alternatives de processament recopilades de la bibliografia, per a proposar la millor seqüència de tractament des del punt de vista de la productivitat, la selectivitat i el cost dels processos avaluats. A més, es compararan diferents maneres d'operació (continu, discontinu i continu amb recirculació). Finalment, s'ha decidit una seqüència de tractament constituïda per una primera etapa d'ultrafiltració (UF), operant en manera discontinua; seguida de dues etapes de nanofiltraçió (NF), operant en manera contínua d'un únic pas.

Una vegada triada la seqüència idònia de tractament, s'ha procedit a efectuar el disseny de les instal·lacions necessàries i s'ha realitzat l'anàlisi de la implementació d'aquestes instal·lacions en una planta industrial de processament de carxofes. S'han confeccionat els plànols de la instal·lació proposada i, finalment, s'ha estimat el cost d'aquesta implementació i s'ha efectuat una anàlisi econòmica del procés proposat.

La planta de tractament tindrà com a emplaçament les instal·lacions de l'empresa Gómez y Lorente, S.L., la qual opera durant 8 hores al dia, 5 dies a la setmana i durant el primer trimestre de l'any, ja que és el període de producció de la carxofa.

L'etapa de UF està composta per 90 membranes ROMICON® PM50 de fibra buida de la casa comercial Koch Membrane Systems disposades en paral·lel, amb una superfície activa de 9 m² i un MWCO igual a 50 kDa. A continuació, la primera etapa de NF rep com a aliment el permeat de la UF. Per a aquesta etapa s'han considerat 26 membranes SPIRA-CEL® NP030 8040B de la casa comercial Microdyn-Nadir d'enrotllament en espiral, disposades en dues etapes amb una configuració piramidal. Les membranes tenen una superfície activa de 32 m² i un MWCO igual a 500 – 600 Da. Finalment, la segona etapa de NF rep com a aliment el permeat de la primera NF. S'ha considerat 7 membranes Desal DL8040F30 d'enrotllament en espiral de la casa comercial GE Water & Process Technologies, col·locades en una única etapa amb 1 tub de pressió. Les membranes tenen una superfície activa de 34 m² i un MWCO igual a 150 – 300 Da.

Com a resultat del procés proposat s'obté un corrent igual a 8.236,33 kg/dia enriquida en polifenols, que es el rebuig de la primera etapa de NF; un corrent igual a 6.589,07 kg/dia enriquida en sucres, que correspon al rebuig de la segona etapa de NF; i un corrent d'aigua igual a 26.356,36 kg/dia que s'ha reutilitzat per a la neteja de les membranes i que correspon al permeat de la segona NF.

Després d'efectuar l'estudi econòmic i el pressupost, es necessita una inversió inicial per a la instal·lació de la planta de tractament igual a **1.373.997,17 €**, mentre que els costos d'explotació anuals són igual a **236.645,30 €** i els ingressos totals anuals, per la venda dels productes obtinguts, de **728.850,70 €**. Per tant, s'obté un benefici net igual a **359.309,94 €/any**.

Paraules clau: compostos fenòlics; carxofa; aigües residuals; tecnologia de membranes

ABSTRACT

The wastewater obtained in the process of manufacturing packed artichokes is currently used in animal feed, for the production of dietary fibre or is simply treated in wastewater treatment plants, which entails very high costs. However, these wastewaters have a high content of phenolic compounds, which are of great interest to the pharmaceutical, cosmetic and food industries, due to their strong antioxidant character.

The aim of this work is to design a plant for the recovery of phenolic compounds from 3,000 m³/year of wastewater obtained in the artichoke packaging process. The proposed process consists of several sequential stages of membrane separation processes for the purification and concentration of phenolic compounds.

In this work, different processing alternatives collected from the bibliography have been analysed to propose the best treatment sequence from the point of view of productivity, selectivity and cost of the evaluated processes. In addition, different modes of operation (continuous, discontinuous and continuous with recirculation) have been compared. Finally, a treatment sequence has been decided consisting of an ultrafiltration (UF) stage, operating in discontinuous mode; followed by two stages of nanofiltration (NF), operating in single-pase continuous mode.

Once the ideal sequence of treatment has been chosen, the necessary facilities have been designed and an analysis of the implementation of the facilities in an industrial artichoke processing plant has been carried out. The design for the proposed installation has been drawn up and, finally, the cost of the implementation has been estimated and an economic analysis of the proposed process has been carried out.

The treatment plant will be located at the facilities of the company Gómez y Lorente, S.L., which operates 8 hours a day, 5 days a week and during the first quarter of the year, since it is the period of production of the artichoke.

The UF stage is composed of 90 ROMICON® PM50 hollow fibre membranes from Koch Membrane Systems arranged in parallel, with an active surface of 9 m² and whose molecular weight cut-off (MWCO) is equal to 50 kDa. Next, the first stage of NF receives as feed the permeate from the UF. It is composed of 26 SPIRA-CEL® NP030 8040B spiral wound membranes from Microdyn-Nadir, arranged in two stages with a Christmas tree configuration, with an active surface of 32 m² and whose MWCO is of 500 - 600 Da. Finally, the second NF stage receives as feed the permeate from the first NF. It consists of 7 Desal DL8040F30 spiral wound membranes from GE Water & Process Technologies, placed in a single stage in 1 pressure vessel, with an active surface of 34 m² and whose MWCO is equal to 150 - 300 Da.

As a result of the proposed process the following streams are obtained: a stream equal to 8,236.33 kg/day rich in polyphenols which corresponds to the retentate from the first NF; a stream equal to 6,589.07 kg/day rich in sugars, which is the retentate from the second NF; and a stream of water equal to 26,356.26 kg/day that has been reused for the membranes cleaning, which corresponds to the permeate from the second NF.

After carrying out the economic study and analysing the budget, an initial investment to install the treatment plant equal to **1,373,997.17 €** is needed, while the annual operating costs are equal to **236,645.30 €** and the total annual income, from the sale of the products obtained, of **728,850.70 €**. Therefore, the net profit is equal to **359,309.94 €/year**.

Keywords: phenolic compounds; artichoke; wastewater; membrane technology

ÍNDICE GENERAL

DOCUMENTOS CONTENIDOS EN EL TFM

1. Memoria descriptiva
2. Presupuesto

MEMORIA DESCRIPTIVA

ÍNDICE MEMORIA DESCRIPTIVA

1. OBJETIVO	1
2. JUSTIFICACIÓN.....	2
3. INTRODUCCIÓN	3
3.1. Industria de la alcachofa	3
3.1.1. Épocas de producción	4
3.1.2. Comercialización.....	4
3.1.3. Demanda y oferta de la alcachofa en conserva	6
3.1.4. Proceso de elaboración de las alcachofas en conserva.....	6
3.1.5. Características y tratamiento de las aguas residuales	10
3.1.6. Interés de los residuos de la alcachofa.....	13
3.2. Interés de los compuestos fenólicos	13
3.2.1. Compuestos fenólicos en las alcachofas	14
3.3. Antecedentes: procesos de recuperación de compuestos fenólicos.....	15
3.3.1. Recuperación de compuestos fenólicos a partir de aguas residuales	16
3.4. Tecnología de membranas	17
3.4.1. Procesos de membranas cuya fuerza impulsora es un gradiente de presión.....	20
3.4.2. Ventajas e inconvenientes de los procesos de membranas	23
3.4.3. Modelos de transporte.....	24
3.4.4. Configuración de los módulos de membrana	26
3.4.5. Parámetros característicos de los procesos de membranas.....	29
3.4.6. Factores que afectan a los procesos de membranas	30
3.4.7. Ensuciamiento y limpieza	31
3.4.8. Modos de operación	35
4. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN	40

4.1.	Descripción y datos de partida para el diseño de la instalación	40
4.2.	Membranas empleadas.....	43
4.3.	Diseño de equipos	46
4.3.1.	Diseño de la etapa de ultrafiltración (UF)	46
4.3.2.	Diseño de la primera etapa de nanofiltración (NF)	55
4.3.3.	Diseño de la segunda etapa de nanofiltración (NF)	63
4.3.4.	Equipos auxiliares e instrumentación	68
5.	ESTUDIO ECONÓMICO	70
5.1.	Introducción	70
5.2.	Costes de explotación	71
5.2.1.	Costes variables.....	71
5.2.2.	Costes fijos: amortización.....	75
5.2.3.	Resumen de los costes de explotación.....	75
5.3.	Ingresos totales	75
5.4.	Beneficios	76
6.	NORMATIVA	78
6.1.	Normativa general.....	78
6.2.	Normativa conservas vegetales.....	80
6.3.	Normativa en prevención de riesgos laborales.....	80
7.	CONCLUSIONES	81
8.	BIBLIOGRAFÍA	83
	ANEXO I. DIMENSIONADO DE EQUIPOS.....	86
	ANEXO II: CÁLCULOS DEL ESTUDIO ECONÓMICO	125
	ANEXO III: DIAGRAMAS DE FLUJO	131

1. OBJETIVO

El objetivo principal del presente Trabajo Fin de Máster es diseñar una instalación para la recuperación de compuestos fenólicos a partir de 3.000 m³/año de aguas residuales producidas durante el proceso de envasado de alcachofas en conserva, mediante tecnología de membranas.

Para alcanzar el objetivo principal se han planteado los siguientes objetivos secundarios:

- En primer lugar, realizar una búsqueda de bibliografía para seleccionar los procesos de membranas más adecuados y la secuencia de estos para el tratamiento, así como también para la selección de las condiciones de operación, para la obtención de una corriente rica en compuestos fenólicos
- A continuación, llevar a cabo el diseño de la planta, realizando el dimensionamiento de cada uno de los equipos que la constituyen para cada una de las etapas: membranas, tuberías, bombas, depósitos y filtros
- Finalmente, elaborar el estudio económico de la instalación para evaluar su viabilidad

El proceso de tratamiento de las aguas residuales, en primer lugar, debe eliminar los sólidos en suspensión y las macromoléculas que pueden estar presentes en estas, consiguiendo una corriente clarificada para su posterior tratamiento obteniendo una corriente rica en compuestos fenólicos.

La recuperación de compuestos fenólicos es de gran interés para la industria farmacéutica, cosmética y alimentaria, entre otras.

Además, se pretende diseñar un proceso que conlleve ventajas en términos de reducción del impacto ambiental, recuperación de compuestos de alto valor agregado y ahorro de agua.

2. JUSTIFICACIÓN

El presente trabajo de diseño de una planta para el tratamiento de aguas residuales tiene la principal justificación en la obtención del título de Máster Universitario en Ingeniería Química. La preferencia de este tema, por parte de la alumna, viene dada por su interés en las asignaturas sobre operaciones de separación, impartidas tanto en el grado como en el máster. Una vez terminado este proyecto se verá reflejado el aprendizaje de la alumna en sus años de educación y se obtendrán nuevos conocimientos acerca del funcionamiento y diseño de los equipos e instalaciones de la planta, sobre todo de la tecnología de membranas. Además de ganar más experiencia para la elaboración de proyectos profesionales en la posteridad.

Por otra parte, la industrialización global ha causado un incremento de los niveles de contaminación y un impacto perjudicial sobre los recursos naturales. Por ello, se han elaborado legislaciones y normativas europeas y estatales acerca de la disminución o el control de la contaminación. El agua es uno de los recursos naturales más utilizado en los sectores industriales y sobre el que se es más consciente de la problemática de esta contaminación e impacto perjudicial. Las aguas residuales industriales son aquellas procedentes de los procesos propios de la actividad en instalaciones industriales con presencia de sustancias disueltas o en suspensión, las cuales deben ser tratadas antes de ser vertidas (Ley 5/2002, de 3 de junio, sobre vertidos de aguas residuales industriales a los sistemas públicos de saneamiento).

En el caso del sector de las conservas vegetales, el volumen de aguas residuales producido es muy elevado debido al alto consumo de agua durante su elaboración. Estas aguas residuales presentan una carga contaminante compuesta básicamente de materia orgánica y sólidos en suspensión y se caracterizan por ser difíciles de tratar al presentar compuestos fenólicos, los cuales tienen facilidad para oxidarse y por su efecto antifúngico y antibacteriano. Sin embargo, las características de estos compuestos previenen el riesgo de padecer enfermedades degenerativas como el Alzheimer, además de cáncer y enfermedades cardiovasculares entre otras.

Es por ello, por lo que el diseño y desarrollo de la planta basada en la tecnología de membranas, el principal objetivo del presente trabajo, se justifica en función a las características beneficiosas de los compuestos fenólicos para la salud de las personas y su posible uso en diferentes productos en la industria alimentaria, cosmética y farmacéutica. Asimismo, al realizarse el tratamiento de las aguas residuales se va a lograr la reducción de la carga contaminante, por lo que se minimizará el vertido y una parte importante del agua tratada resultante podrá ser reutilizada en el propio proceso (para la limpieza de las membranas, por ejemplo).

3. INTRODUCCIÓN

3.1. Industria de la alcachofa

La alcachofa (*Cynara scolymus* L) es una planta perenne que vuelve a crecer cada año y que se adapta bien a los climas templados. Los frutos aparecen de lo alto de los tallos y de las ramas laterales.

La parte comestible es una inflorescencia en forma de rosetón, formado por brácteas verdes que parecen escamas unidas al tallo. Las hojas externas son duras y fibrosas, mientras que las interiores forman el llamado “corazón de la alcachofa” y son tiernas y muy sabrosas (Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, 2020).

Es un componente tradicional de la dieta mediterránea y es en esta región donde se concentra un 70% de su producción mundial. En el año 2016, y según la Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAOSTAT), la producción mundial de la alcachofa fue de 1.5 millones de toneladas. El principal productor es Italia con alrededor de 365.991 toneladas, seguido de Egipto con 236.314 toneladas y España 185.796 toneladas: un 13,1% del total, como se muestra en la Tabla 1. Se trata además de un mercado fluctuante, ya que en años anteriores la producción ha sido superior e incluso inferior.

Tabla 1. Principales productores de alcachofa. Año 2016 (FAOSTAT)

País	Producción (toneladas)
Italia	365.991
Egipto	236.314
España	185.796
Perú	108.801
Argentina	107.257

En España, Murcia es la comunidad autónoma con mayor volumen de producción, ya que recolecta más de un tercio del total nacional. Abastece principalmente al mercado español en fresco, con exportaciones considerables y, además, es la suministradora principal de la industria transformadora.

La siguiente, en cuanto a cantidad producida, es la Comunidad Valenciana, en la que destaca la provincia de Castellón y, en particular, los municipios acogidos a la denominación de origen protegida (DOP) “Alcachofa de Benicarló/Carxofa de Benicarló”.

Andalucía, principalmente en la zona de regadíos de la Vega de Granada se sitúa como la tercera comunidad autónoma en cuanto a producción de esta hortaliza. También cabe destacar en siguiente lugar a Cataluña, que produce, en sus zonas costeras, alcachofas de gran calidad.

Esta hortaliza se cultiva en casi todas las demás comunidades, pero destaca es Navarra, en la que se produce una alcachofa de una primera calidad, que no solo se comercializan en fresco sino que, además, suministra a una industria conservera muy cualificada acogida a la indicación geográfica protegida (IGP) “Alcachofa de Tudela” (Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, 2020).

Las partes de la alcachofa se muestran en la Ilustración 1.

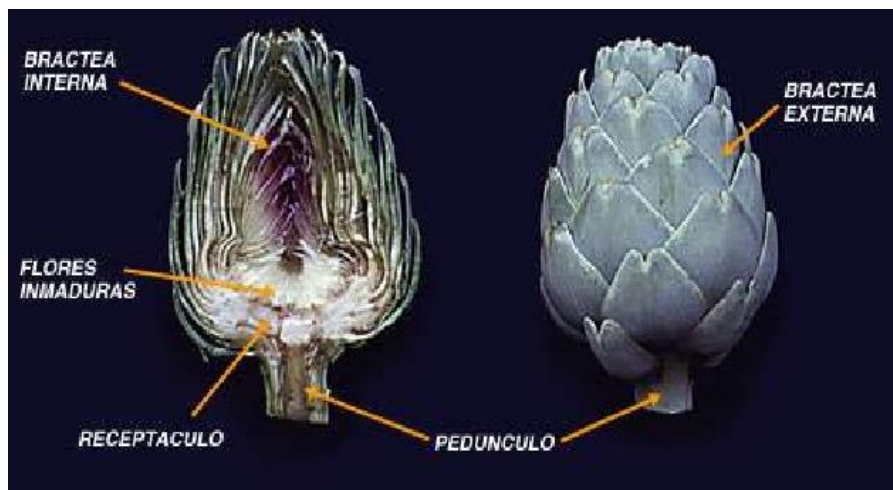


Ilustración 1. Partes de la alcachofa

3.1.1. Épocas de producción

La producción de alcachofa se concentra en dos periodos bien definidos (Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, 2020):

- Otoño y principios del invierno, la alcachofa es muy sensible a las heladas por lo que su producción en esta época se concentra en las zonas templadas del este del país
- Primavera, de marzo a junio, las altas temperaturas tienen un efecto muy negativo en la calidad de esta hortaliza, un exceso de calor hace que se endurezcan sus hojas, que se abran separándose del fruto y adquiriendo un sabor excesivamente amargo

3.1.2. Comercialización

Existen tres tipos de comercialización de este producto: comercialización en fresco, conservadas o congeladas.

En primer lugar, la comercialización en fresco, es la forma más habitual: alcachofas cortadas, separadas del tallo y comercializadas al peso.

Por otra parte, está la comercialización en conserva, a la que se destina alrededor del 40% de la producción de la alcachofa. La industria utiliza un producto sano, limpio y exento de defectos y manchas. Además, cada una de las unidades deben de ser semejantes en tamaño, forma y color

Según el tratamiento dado a la alcachofa, las conservas pueden ser: “corazones”, formados por las inflorescencias desprovistas de las brácteas exteriores, es decir, exclusivamente la parte tierna; “fondos”, formados exclusivamente por la base de las inflorescencias desprovistas totalmente de brácteas; “carne de alcachofa”, hecha con trozos irregulares de los fondos; y el “puré”, que se prepara con las inflorescencias a las que, previamente, se ha triturado (Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, 2020).

El tamaño de la alcachofa es determinante y la única diferencia entre los diferentes tipos de conserva, es decir, es el tamaño lo que condiciona el calibre en el envasado. Las alcachofas con diámetro de 25 a 65 milímetros se destinan a los corazones y de 65 a 90 milímetros a las cuarteadas.

Una vez recibidas, las alcachofas en la conservera, estas se clasifican en función de sus dimensiones, para posteriormente empezar su preparación: pelado, troceado, escaldado y, finalmente, se envasan con el líquido de gobierno o de cobertura (agua, ácido cítrico y sal). En el caso de los "corazones" se procede primero a su escaldado y posteriormente se cortan, es decir, en este caso el orden de estos dos procesos se invierte. Finalmente, el producto se enfría en su envase pasteurizado, se codifica y se almacena para su posterior distribución (Alcachofa de España, 2016).

Además, pueden ser comercializadas bajo diferentes formatos y nombre (Guillén Ríos, Burló, Marínez Sánchez, & Carbonell Barrachina, 2006):

- Natural (en salmuera): Solo se añade NaCl y ácido cítrico para que el pH sea menor a 4,5
- Marinado: Se añade aceite, vinagre, sal, especias y ácido cítrico
- Ensalada de alcachofa: Consiste en una mezcla de corazones de alcachofa, pimientos y olivas preparadas como se describe en los productos marinados

Por último, la comercialización de alcachofas congeladas, las cuales reciben un tratamiento de congelación rápida para que conserven todas las cualidades nutricionales y organolépticas. Este producto está disponible en corazones, troceadas o en fondos.

Para cada tipo de comercialización existen una variedad con características más adecuadas:

- En fresco: Green Globe, Blanca de Tudela, Violet de Provenza, Camus y Castel
- En conserva: Blanca de Tudela, A -106 y Lorca
- Congeladas: Blanca de Tudela, A -106 y Lorca

En cuanto a la producción nacional, según el informe especial sobre la alcachofa de la revista Navarra Agraria (2003), alrededor del 70% está destinada a la producción de alcachofa para industria. Prácticamente la totalidad son corazones de alcachofa destinados a la industria conservera (65%) y, en menor medida, a la industria congeladora (35%).

En cuanto a la industria conservera, en España las alcachofas de calibre 8-10 unidades/kg se elaboran en corazones, cuartos o mitades, mientras que cuando va finalizando el periodo de producción, los calibres de la alcachofa aumentan y la producción se destina básicamente a "fondos" de alcachofa.

La comercialización de las alcachofas varía según el destino o al mercado donde está destinado el producto, lo cual afecta en la forma y época de recolección. En las regiones de Alicante y Murcia la mayor parte de la producción se utiliza para la exportación del producto en fresco, mientras que en otras regiones se producen lotes más pequeños, habitualmente destinados al mercado nacional.

En la zona del mediterráneo se encuentran las mayores industrias de alcachofa, sobre todo para conservas, donde el abastecimiento tiene lugar en su totalidad durante marzo y abril, puesto que en el resto de los meses suele coincidir en parte con la oferta para el mercado en fresco.

Sin embargo, en las zonas de Navarra y La Rioja la comercialización en fresco es baja debido a que la zona mediterránea satura los mercados y, por lo tanto, la mayoría de la producción se destina a la industria (Navarra Agraria, 2003).

3.1.3. Demanda y oferta de la alcachofa en conserva

Los principales países importadores de las alcachofas en conserva en 2015 y 2016 fueron Estados Unidos, Japón y Alemania, como se muestra en la Tabla 2. Mientras que los principales países exportadores fueron China, Perú y Países Bajos, ocupando España el cuarto lugar, como se muestra en la Tabla 3 (Sistema Integrado Información Comercio Exterior Perú, 2017).

Tabla 2. Principales países importadores alcachofa en conserva

País	Importación año 2015 (millones de dólares)	Importación año 2016 (millones de dólares)
Estados Unidos	490	546
Japón	330	344
Alemania	252	259
Francia	175	178
Corea del sur	174	161

Tabla 3. Principales países exportadores alcachofa en conserva

País	Exportación año 2015 (millones de dólares)	Exportación año 2016 (millones de dólares)
China	1.259	1.350
Perú	212	230
Países Bajos	171	169
España	159	168
Francia	175	147

Como conclusión puede afirmarse que España se encuentra a nivel mundial como uno de los máximos productores de alcachofas y de alcachofas para la industria en conserva.

3.1.4. Proceso de elaboración de las alcachofas en conserva

Actualmente, está creciendo la demanda de las alcachofas en conserva puesto que existen diferentes dificultades de consumo como producto fresco. Estas dificultades se centran en el método de preparación puesto que el pelado de la alcachofa es dificultoso, además de la rápida aparición de zonas marrones una vez cortadas (pardeamiento) y de la mala calidad de este producto fuera de temporada.

Las alcachofas en conserva se preparan separando los pedúnculos, escaldando el producto fresco, separando las brácteas y añadiendo el líquido de preservación apropiado. Como otras verduras procesadas, la gran superficie activa de las alcachofas procesadas acelera la decoloración de la superficie, incluyendo oxidación enzimática y no enzimática, la pérdida de humedad y sabor, el deterioro microbiano y la senescencia, lo que resulta en una vida útil corta y mala calidad.

El color marrón que aparece en las alcachofas en conserva se produce como consecuencia de la oxidación de los compuestos fenólicos en sustancias de quinona por enzimas polifenol oxidasas. Las sustancias de quinona pueden formar un compuesto con complejos aminos o experimentar condensación y polimerización para producir productos altamente coloreados. La aplicación de

antioxidantes como el ácido ascórbico, la cisteína, el bisulfito de sodio y los glucósidos flavonoides retardan el oscurecimiento del tejido vegetal.

El escaldado o blanqueo con agua caliente, vapor o energía electromagnética se utiliza ampliamente en los productos vegetales de la industria alimenticia. Este paso ayuda a eliminar la actividad enzimática responsable de la alteración del sabor y del ablandamiento del producto. El escaldado se lleva a cabo normalmente antes del tratamiento de los corazones de alcachofas y de los cuartos de los corazones (cortándolas en la forma adecuada y eliminando las brácteas externas). De esta forma, se le proporciona al producto la textura adecuada y se hace más fácil conseguir la forma del producto final.

Las alcachofas generalmente se procesan únicamente en la industria alimentaria. Sin embargo, en la última década, algunos agricultores están escaldando y tratando los corazones en sus propias instalaciones de almacenamiento para incrementar:

- El valor de los productos
- El rendimiento del producto procesado

Para este fin, los agricultores han cambiado el orden tradicional de las operaciones unitarias: primero tratando los corazones y luego llevando a cabo el escaldado. Además, se necesita un tiempo de almacenamiento de 24 a 48 h para transportar estos productos de alcachofas elaborados por los agricultores a la industria alimentaria para finalizar el proceso de conservación (Guillén Ríos, Burló, Marínez Sánchez, & Carbonell Barrachina, 2006).

Según los autores (Guillén Ríos, Burló, Marínez Sánchez, & Carbonell Barrachina, 2006), existen tres métodos para preparar corazones de alcachofa en cuartos: tradicional, directo e indirecto.

Estos métodos difieren en dos factores:

- Si la eliminación de las brácteas se realiza antes o después del escaldado de los corazones
- La duración del tiempo de almacenamiento entre el escaldado o la eliminación de las brácteas y el siguiente paso en la fabricación

En el **método tradicional** el escaldado se lleva a cabo utilizando agua caliente antes de eliminar las brácteas de las alcachofas. A continuación, las alcachofas escaldadas se enfrían utilizando unas duchas de agua fría y finalmente se eliminan las brácteas de manera mecánica.

En el **método directo** las brácteas se eliminan antes del paso de escaldado. Los corazones se sumergen en ácido cítrico 0,7%, a continuación, se cortan en cuartos y se almacenan en ácido cítrico 0,7%. Posteriormente, se lleva a cabo el escaldado en ácido cítrico 0,3%. Finalmente, los corazones de alcachofa en cuartos se enfrían e inmediatamente, sin esperar, se lleva a cabo el empaquetado del producto.

En el **método indirecto**, los corazones de las alcachofas se obtienen como se ha descrito en el método directo, pero después de cortarlos en cuartos se almacenan en ácido cítrico 0,7% durante 48h antes de llevar a cabo el escaldado.

En la Ilustración 2 está representado el diagrama de flujo del proceso de elaboración de las conservas de alcachofas por el método tradicional:

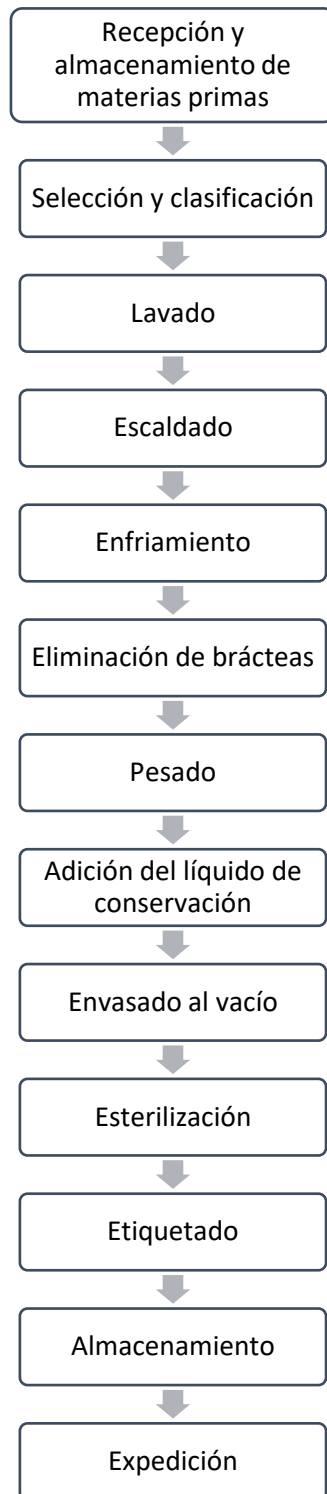


Ilustración 2. Método tradicional de producción de corazones de alcachofa en conserva

El método tradicional de preparación de corazones de alcachofas en cuartos (en primer lugar, blanqueo de las alcachofas frescas y a continuación la eliminación de las brácteas) se recomienda para fines industriales porque proporciona a los corazones de alcachofa las mejores propiedades fisicoquímicas y sensoriales. Este método presenta varios efectos positivos: alcachofas duras y

turgentes, ligero sabor ácido, alto sabor a alcachofa, color blanco amarillento y sin presencia de pardeamiento (Guillén Ríos, Burló, Marínez Sánchez, & Carbonell Barrachina, 2006).

A continuación, se realiza una descripción más detallada del proceso:

Recepción y almacenamiento de materias primas: La labor de descarga de las alcachofas debe de llevarse a cabo en el menor tiempo posible, evitando así el deterioro y la contaminación mecánica, enzimática y microbiana de la hortaliza. La recepción incluye también el pesado de todo el producto que llega a la planta para su posterior procesamiento (Castañeda Cachay, Estrada Osco, Roncal Cruz, Valle Mendoza, & Zuta Floriano, 2015).

Selección y clasificación: La selección y clasificación de las materias primas se realiza con el fin de obtener productos homogéneos y para poder retirar del proceso las piezas que no cumplan los requisitos de calidad establecidos. En esta etapa se eliminan aquellas piezas que presentan daños y que pueden ser una causa de contaminación (Paulete Jimenez, 2013).

Los criterios de calidad seguidos en la selección de las alcachofas son la presencia de cortes, las deformaciones, el capítulo abierto y/o la presencia de podredumbre.

Además, se clasifican las alcachofas en diferentes calibres para que su manipulación y posterior envasado sea más fácil, de esta manera se observa en los envases un producto final de un tamaño uniforme (Cerezo Martínez, 2015).

Lavado: se actúa sobre la superficie de las hortalizas para la eliminación de los residuos adheridos en estas, como pueden ser polvo, tierra, insectos o restos de pesticidas. Para ello, se emplea agua potable o agua con productos desinfectantes, haciendo más fácil esta labor y sin ser estos perjudiciales para las personas, puesto que se aplican las cantidades fijadas por las normativas (Paulete Jimenez, 2013).

Eliminación de pedúnculos: consiste en realizar el corte de los pedúnculos, separándolos del resto del producto.

Escaldado: el objetivo principal de esta operación es la inactivación de enzimas, eliminar el aire ocluido, fijar el color y reblandecer del tejido de la alcachofa. Se lleva a cabo sumergiendo las alcachofas en agua hirviendo o se exponen a vapor de agua a una temperatura que oscila entre los 70 y los 100°C y con una solución ácida (por ejemplo, ácido cítrico) durante un corto periodo de tiempo (aproximadamente 15 min).

Con este tratamiento se obtienen diferentes beneficios como: la limpieza de la materia prima, se eliminan posibles olores y sabores indeseados; se reblandece el vegetal, lo que facilita las operaciones de procesado como son el pelado y el cortado; la inactivación de las enzimas que se encuentran en las hortalizas y que pueden producir la degradación de estas; y la disminución de la carga microbiana, pudiéndose mantener su color natural, sobre todo en las hortalizas verdes por la fijación de la clorofila (Paulete Jimenez, 2013).

El escaldado previo es primordial en la conservación de alimentos puesto que con él se eliminan los gases ocluidos en los tejidos del producto, incrementado la densidad de este y consiguiendo que no flote en el líquido de gobierno; que durante la esterilización la presión en el interior del envase sea lo más parecida posible a la saturación del vapor de agua a la temperatura del proceso; y que en el

interior del envase la concentración del oxígeno residual sea mínima, para evitar la oxidación del producto (Casp Vanaclocha & Abril Requena, 2003).

Enfriamiento: para detener la cocción de la alcachofa y conseguir mantener la consistencia de esta se lleva a cabo el enfriamiento del producto por inmersión en agua potable, disminuyendo la temperatura hasta en torno a 30°C.

Eliminación de brácteas: se pretende conseguir la forma del producto final, por lo que se elimina la cubierta exterior de la alcachofa separando las brácteas, tratando de dejar la parte comestible de la alcachofa.

Pesado: se vuelve a realizar el pesado de las alcachofas para conocer el peso del producto final puesto que se han pelado y cortado por la parte comestible.

Adición del líquido de conservación: se introducen las piezas en los envases de vidrio lavados previamente, introduciendo el número de alcachofas establecido y rellenando los envases con líquido de gobierno hasta cubrir la totalidad de las piezas.

La disolución de cobertura para la conservación de las alcachofas está constituida por agua, sal y ácido cítrico, con las siguiente concentraciones:

- Sal: 2,25%
- Ácido cítrico: 0,5%

Envasado al vacío: esta operación se lleva a cabo con el objetivo de eliminar el aire disuelto en la parte superior de las piezas envasadas. Para ello se adiciona vapor en la parte superior para producir el vacío, eliminándose el aire disuelto que este ahí ubicado.

Esterilización: se realiza en una autoclave a presión atmosférica y una temperatura de 90°C durante 25 minutos. Este proceso se realiza en función del pH del producto final. El tiempo óptimo de tratamiento térmico se determina en base a la destrucción de la bacteria *Bacillus coagulans* y respetando las características físicas (textura adecuada) y organolépticas (color y sabor) del producto.

Etiquetado y paletización: tras la esterilización los envases se llevan a la zona de etiquetado donde se le colocan una etiqueta y se apilan en palés que se introducen en cajas.

Almacenaje: se almacena en cajas a temperatura ambiente: entre 20 y 25°C, protegiendo los envases de la luz solar para evitar oxidaciones. Las condiciones de temperatura y humedad deben ser las adecuadas para la preservación del producto y que este no sufra alteraciones.

3.1.5. Características y tratamiento de las aguas residuales

Debido al elevado volumen de agua consumida en el sector de las conservas vegetales, es especialmente importante tener en cuenta el volumen o caudal de aguas residuales obtenidas. Aproximadamente entre el 70 y el 80% del agua consumida se vierte como agua residual, mientras que entre el 20 y el 30% restante o bien se incorpora al producto final o bien se evapora.

La mayoría de estas empresas conserveras realizan su producción aprovechando la temporada de recolección de las materias primas (vegetales) necesarias. En cada periodo, se utilizan hortalizas de temporada y, a veces, se necesitan etapas diferentes en la fabricación, lo que puede provocar cambios

importantes en el volumen de agua consumida y en la composición de las aguas residuales que se obtienen. Es, por tanto, característico de este sector la variabilidad y la estacionalidad de las aguas residuales que genera (Aguas Industriales, 2015).

El consumo de agua en la producción de transformados vegetales se muestra en la Tabla 4 (Aguas Industriales, 2015).

Tabla 4. Consumo de agua en industrias de transformados vegetales

Producto	Consumo de agua (m³/t producto)
Conservas vegetales	3.5 – 6.0
Congelados vegetales	5.0 – 8.5

El principal punto de consumo de agua se sitúa es en el proceso de lavado de las materias primas realizado tras su recepción, este puede llegar a representar hasta la mitad del consumo total. Otros puntos importantes de consumo se sitúan en los procesos de transporte, escaldado, limpieza y refrigeración.

Casi toda el agua consumida en el proceso de producción se vierte tras su consumo y solo en algunos casos se incorpora al producto final. Por tanto, la cantidad de aguas residuales generadas en las industrias de transformados vegetales es importante.

En cuanto a la carga contaminante de estas aguas residuales, estas están compuestas fundamentalmente de materia orgánica y sólidos en suspensión, dependiendo su presencia o concentración principalmente de la materia prima utilizada, pero también dependerá, por ejemplo, de la forma que se le dé al producto final.

Otros aspectos que a tener en cuenta son: el sistema utilizado en la producción, el caudal de producido, el tipo de industria (si es multiproducto o no), si las aguas resultantes del proceso se mezclan con las de refrigeración, si se han implantado buenas prácticas de gestión y de responsabilidad social corporativa, si existe y se lleva a cabo un plan de minimización de residuos o un adecuado sistema de gestión ambiental, entre otros.

Los elementos contaminantes presentes en el agua residual, se traducen analíticamente en parámetros como DBO (demanda bioquímica de oxígeno), DQO (demanda química de oxígeno) y sólidos en suspensión (SST) y, ocasionalmente, pueden existir vertidos con alta conductividad y pH variables, dependiendo del proceso de limpieza que se realice o de si se utiliza pelado alcalino.

En las operaciones de escaldado y la limpieza de las instalaciones, los niveles de contaminación crecen significativamente. Concretamente, durante el proceso de escaldado, el nivel de carga de materia orgánica (DQO) en las aguas residuales aumenta como consecuencia de la disolución de sustancias como azúcares, almidones y productos orgánicos solubles presentes en los vegetales. Los niveles de contaminación presentes en el vertido en el caso de las alcachofas son los que se muestran en la Tabla 5 (Aguas Industriales, 2015).

Tabla 5. Niveles de contaminación de las aguas residuales generados en el procesado de las alcachofas

Materia prima	DQO (mg/L)	Sólidos en suspensión (mg/L)
ALCACHOFA	600 – 1.000	100 – 500

La regulación y control sobre el vertido de aguas residuales está en función del lugar en el que se realicen, es decir, depende de si el residuo se vierte a un cauce público de una cuenca hidrográfica intercomunitaria, al mar o la red de saneamiento.

En términos de composición, las aguas residuales de las industrias alimentarias generalmente son consideradas similares a las aguas residuales municipales, por lo que se vierten a cauce público o son reutilizadas. Sin embargo, debido a que el contenido de materia orgánica es mucho mayor que el de las aguas residuales, es posible considerar el uso de sistemas de tratamientos básicos para las aguas residuales de este tipo de industrias.

Por tanto, los sistemas de depuración en la industria conservera de vegetales radican en un sistema de tratamiento básico para un adecuado tratamiento de las estas aguas antes de ser vertidas:

En primer lugar, se lleva a cabo el desbaste para la retención de los contaminantes sólidos de mayor tamaño. Para ello se utilizan rejillas (enrejados gruesos) y/o tamices (enrejados finos), donde lo más utilizados para este tipo de aguas residuales son los tamices rotativos y los tamices de escalera.

A continuación, tiene lugar la homogenización de volumen y carga, con ello se evitan los problemas operativos ocasionados como consecuencia de las variaciones en la calidad y el caudal de entrada a la planta y así mejorar el rendimiento en los diferentes procesos. Este sistema también se utiliza como un depósito de seguridad ante posibles vertidos accidentales acontecidos en las plantas, puesto que puede evitar que lleguen al punto final de vertido. Estos sistemas deben consistir en una balsa con capacidad suficiente para recoger, como mínimo, el volumen de vertido producido en un turno de trabajo, además de las puntas de caudal derivadas del proceso, todo ello referido a la época menos favorable. Para ello, se pueden emplear sistemas de agitación mecánica o de agitación mediante aireadores. Los sistemas de agitación mediante aireadores aumentan la oxigenación del agua y favorecen el desarrollo de poblaciones de microorganismos aerobios que eliminan parte de la materia orgánica.

Posteriormente, cuando se producen, como consecuencia del pelado químico de la materia prima, pH extremos, se hace pasar el conjunto de las aguas residuales por un sistema de neutralización.

Si el contenido en sólidos en suspensión del vertido es notable es necesario un tratamiento fisicoquímico para la eliminación de estos, para ello se utilizan métodos físicos ayudados con algún aditivo: se adicionan reactivos químicos para favorecer la decantación de estos sólidos en suspensión.

De todas formas, el tratamiento biológico es el tratamiento más importante para este tipo de vertidos, puesto que la mayoría de la materia orgánica se encuentra en forma soluble y, por lo tanto, tiene que ser eliminada biológicamente. En este tratamiento la materia orgánica del agua residual se transforma en materia celular, gases, energía y agua. El diseño y la operación del biorreactor con este tipo de vertidos debe adaptarse a las diferentes campañas por lo que no es sencillo (Aguas Industriales, 2015).

3.1.6. Interés de los residuos de la alcachofa

Durante el transcurso del procesamiento y envasado de las alcachofas se produce una gran cantidad de desechos (hojas, tallos, agua de blanqueamiento, etc.), lo cual puede llegar hasta el 60% del peso de la hortaliza (Cassano, Cabri, Mombelli, Peterlongo, & Giorno, 2016).

En la búsqueda de nuevas aplicaciones para estos desechos se ha demostrado que contienen gran cantidad de componentes bioactivos que contienen. Diversos estudios han evidenciado diferentes beneficios para la salud, especialmente su acción hepatoprotectora, antioxidante, anticancerígena e hipocolesterolemica.

En cuanto a sus propiedades farmacológicas estas están bien documentadas, tanto en estudios in vivo como in vitro, para el tratamiento de la disfunción hepatobiliar, de los síndromes dispépticos y de las enfermedades gástricas, así como para la inhibición de la biosíntesis de colesterol y de la oxidación de lipoproteínas de baja densidad (LDL), los cuales son agentes responsables de la arteriosclerosis y de las enfermedades coronarias.

Las propiedades biológicas de los subproductos de la alcachofa, y especialmente su notable efecto antioxidante, están vinculadas a su especial composición química, la cual contiene niveles elevados de compuestos fenólicos con una amplia gama de derivados del ácido cafeoilquínico (siendo el más importante el ácido clorogénico) y flavonoides (como la apigenina-7-O-glucósido y la luteolina).

Asimismo, las aguas residuales obtenidas en el procesamiento de las alcachofas contienen inulina, un carbohidrato de origen vegetal que se ha asociado a la mejora del sistema gastrointestinal e inmunológico, al aumentar la absorción de calcio y magnesio y reducir los niveles de colesterol y lípidos séricos en sangre.

Todas estas características confieren a los subproductos de la alcachofa un gran interés por su alto valor añadido y, además, un potencial interés como aditivos alimentarios y nutraceúticos (Conidi, Cassano, & Garcia Castello, 2014).

3.2. Interés de los compuestos fenólicos

Los compuestos fenólicos o polifenoles son un grupo de pequeñas moléculas caracterizadas porque en su estructura cuentan como mínimo con una unidad de fenol. Según sus estructuras químicas se pueden dividir en diferentes subgrupos como son: ácidos fenólicos, flavonoides, taninos, cumarinas, lignanos, quinonas, estilbenos y curcuminoides (Gan, et al., 2019). Se han identificado más de 8.000 compuestos fenólicos diferentes, con una gran variabilidad estructural.

Los compuestos fenólicos se distribuyen en la mayoría de los tejidos vegetales, incluidas las partes comestibles como frutas, semillas, hojas, tallos, raíces, etc.

Varios estudios epidemiológicos han mostrado una correlación inversa entre una alta ingesta de frutas y verduras y la incidencia de enfermedades crónicas no transmisibles (ECNT) como enfermedades cardiovasculares, cáncer, obesidad, diabetes, etc.

Los compuestos fenólicos brindan protección contra las ECNT no solo mediante su actividad antioxidante, sino también mediante la regulación de muchos procesos celulares a diferentes niveles,

incluida la inhibición enzimática, la modificación de la expresión génica, la fosforilación de proteínas, etc. (De la Rosa, Moreno Escamilla, Rodrigo García, & Alvarez Parrilla, 2018)

Aproximadamente el 4% del total de los compuestos fenólicos se producen de manera natural, mientras que el 96% restante son de origen sintético (Camacho Campos, 2009).

Los polifenoles naturales se producen por el metabolismo secundario de las plantas, ya que dada su facilidad para oxidarse previenen la oxidación de otras sustancias, activan el crecimiento vegetal y captan la mayor parte de la radiación ultravioleta impidiendo efectos nocivos sobre otros tejidos. Además, actúan como fitoalexinas protegiendo de ataques fúngicos o bacterianos.

Su carácter antioxidante, capturando radicales libres que reaccionan con el oxígeno, es lo que los hace especialmente atractivos para la salud humana, ya que previenen la oxidación de los ácidos nucleicos, proteínas, lípidos e incluso el ADN, disminuyendo con ello el riesgo de que se desencadenen enfermedades degenerativas como el Alzheimer. Junto a ello, se les considera sustancias que previenen el cáncer y enfermedades cardiovasculares (Gimeno Creus, 2004).

3.2.1. Compuestos fenólicos en las alcachofas

La alcachofa tiene muchas cualidades nutricionales siendo rica en agua (91% de la porción comestible) y minerales (potasio, sodio, fósforo), pero también en vitaminas (vitamina C), carotenoides y polifenoles. Además, tiene un bajo contenido de grasa y altos niveles de fibras, flavonas, inulina e hidroxicinamatos (derivados del ácido cafeoilquínico).

Los compuestos fenólicos incluyen cinarina (ácido 1,3-O-dicafeoilquínico), luteolina, cinarósido (luteolina-7-O-glucósido), escolimósido (luteolina-7-rutinósido); ácidos fenólicos tales como derivados del ácido cafeico, cumárico, hidroxicinámico, ferúlico, cafeoilquínico; ácidos mono- y dicafeoilquínico, incluyendo ácido clorogénico; alcoholes y glucósidos flavonoides, entre otros.

Los principales compuestos fenólicos que presenta la alcachofa son los derivados del ácido cafeico que incluyen los derivados del ácido cafeoilquínico. El ácido clorogénico (ácido 5-O-cafeoilquínico) es la sustancia más abundante (39%), seguida por el ácido 1,5-O-dicafeoilquínico (21%) y el ácido 3,4-O-dicafeoilquínico (11%), basado en el contenido total de ácido cafeoilquínico.

Además, el contenido de cinarina (ácido 1,3-O-dicafeoilquínico) en extractos metanólicos de alcachofa es muy bajo (aproximadamente 1,5%), la mayoría de la cual se encuentra en la pulpa de las hojas, aunque también contienen este compuesto las hojas y tallos secos de alcachofa.

Adicionalmente, otros compuestos fenólicos son los flavonoides donde los más abundantes son la apigenina y derivados, la luteolina y derivados como el cinarósido (luteolina-7-O-glucósido) y el escolimósido (luteolina-7-O-rutinósido) (Christaki, Bonos, & Florou-Paneri, 2012).

Las sustancias fenólicas mencionadas anteriormente tienen una importante actividad de eliminación contra las especies de oxígeno reactivo (ROS) y contra los radicales libres y, además, funcionan como un escudo protector contra el daño oxidativo de moléculas biológicas como el ADN, los lípidos y las proteínas. Además, varios estudios han demostrado su potencial de protección de la salud en términos de actividad hepatoprotectora, antimicrobiana, hipocolesterolémica y anticancerígena (Cassano, Cabri, Mombelli, Peterlongo, & Giorno, 2016).

3.3. Antecedentes: procesos de recuperación de compuestos fenólicos

Los compuestos fenólicos se dividen en dos categorías, la primera que consiste en compuestos solubles, como los flavonoides, quinonas y fenilpropanoides, que se encuentran en la vacuola de las células vegetales, y la segunda que consiste en compuestos insolubles, como ligninas, taninos condensados y ácido hidroxicinámico, que se detectan en la pared celular.

Como existe la posibilidad de interacción entre estos compuestos y otros compuestos en plantas como carbohidratos y proteínas, es difícil encontrar un método apropiado para las extracciones de todos los compuestos fenólicos (Gharaati, 2019).

Existen diferentes métodos para la obtención de extractos purificados que contengan compuestos fenólicos de frutas o vegetales, entre ellos se encuentran la extracción con disolventes, extracción asistida por irradiación, la extracción utilizando agua caliente, la extracción con resina, la extracción asistida por ultrasonido, la extracción asistida por enzimas y la extracción a partir de fluidos supercríticos (Conidi, Cassano, & Garcia Castello, 2014).

En el caso de los métodos de extracción líquido-líquido, se extraen varios compuestos fenólicos y luego se requiere un paso adicional para su purificación. Existen tres métodos, siendo los parámetros característicos el tipo y polaridad de los disolventes y su ratio, el tiempo y la temperatura de extracción y, además, las características físicas y la composición química de las muestras.

En cuanto a la extracción asistida por ultrasonido, además de los parámetros característicos de los dispositivos ultrasónicos como la amplitud, la frecuencia y la longitud de onda, su potencia e intensidad también tienen un gran efecto en el proceso de extracción, el cual necesita ser optimizado. Además, el diseño y la forma del reactor y también la forma de la sonda pueden afectar el proceso de extracción.

En comparación con los métodos tradicionales, este método es de gran aplicación por su simplicidad, fácil manejo, bajo costo, alta eficiencia, menos consumo de disolventes orgánicos y menos tiempo de extracción.

En el caso de la extracción con fluidos supercríticos, el disolvente está a temperatura y presión por encima de su punto crítico y no hay tensión superficial en él. Por lo tanto, tiene simultáneamente las propiedades de un líquido y un gas, lo que es muy eficiente en la extracción de compuestos fenólicos de las plantas. Las bajas viscosidades y altas difusividades de estos fluidos hacen que puedan extraer diversos compuestos fenólicos en menor tiempo con mayor eficiencia. Una propiedad distinguida es que la densidad del fluido supercrítico se puede cambiar fácilmente en función de diversas temperaturas y presiones. También a temperatura constante, la solubilidad en un fluido supercrítico está directamente relacionada con su densidad, por lo que, al aumentar la presión, su solubilidad tiende a aumentar. Por lo tanto, estas propiedades se pueden utilizar para separar compuestos fenólicos con varias selectividades. Este método es rápido, económico y selectivo, de modo que incluso una pequeña cantidad disponible de compuestos fenólicos en las plantas puede extraerse (Gharaati, 2019).

No obstante, hay que tener en cuenta que estos métodos de extracción pueden provocar la degradación de los compuestos fenólicos, tanto por la alta temperatura como por los largos tiempos necesarios para la extracción, además puede plantear riesgos para la salud, como es el caso de la irradiación (Conidi, Cassano, & Garcia Castello, 2014).

Los procesos de membrana, como la ultrafiltración (UF), la nanofiltración (NF) y la osmosis inversa (OI), se han utilizado de manera satisfactoria en la purificación y concentración de compuestos bioactivos a partir de aguas residuales obtenidas en el procesamiento de diferentes productos naturales.

A su vez, los procesos de membranas presentan ventajas particulares como son la ausencia de cambio de fase, condiciones de operación moderadas, posibilidad de evitar el uso de aditivos, requerimiento de energía bajo, eficacia de separación y fácil escalado en comparación con los métodos tradicionales.

Existen aplicaciones exitosas relacionadas con la concentración y fraccionamiento de compuestos fenólicos en uvas, con la concentración en extractos de café, con el fraccionamiento de compuestos bioactivos extraídos del propóleo y con la concentración de compuestos bioactivos de diferente origen vegetal (Diaconu, Nechifor, Nechifor, Ruse, & Eftimie Totu, 2009).

3.3.1. Recuperación de compuestos fenólicos a partir de aguas residuales

Con respecto a investigaciones previas sobre la recuperación de compuestos fenólicos a partir de aguas residuales de la elaboración de alcachofa en conserva se pueden encontrar diferentes trabajos de investigación.

En el artículo “Valorization of artichoke wastewaters by integrated membrane process” (Conidi, Cassano, & Garcia Castello, 2014) se desarrolló un sistema integrado de membranas a escala de laboratorio para fraccionar las aguas residuales de alcachofa, donde se investigó una etapa preliminar de ultrafiltración (UF) para eliminar los sólidos en suspensión de un extracto de alcachofa y, a continuación, la solución clarificada se sometió a dos etapas de nanofiltración (NF).

Este diseño de proceso permitió obtener, de la primera NF, una corriente de rechazo rica en compuestos fenólicos aptos para su aplicación en la industria nutracéutica, cosmética o alimentaria; y de la segunda NF una corriente de rechazo rica en azúcares, de interés para aplicaciones alimentarias, y una corriente de permeado transparente que se puede reutilizar como agua de proceso o para la limpieza de membranas.

En el artículo “Recovery of bioactive compounds from artichokebrines by nanofiltration” (Cassano, Cabri, Mombelli, Peterlongo, & Giorno, 2016) se investigaron diferentes membranas de nanofiltración (NF), en términos de productividad y selectividad, para recuperar y concentrar compuestos fenólicos a partir del fraccionamiento de salmueras de alcachofa, después de un paso preliminar de ultrafiltración (UF).

Este diseño de proceso permite obtener después de la NF una corriente de rechazo rica en compuestos fenólicos de interés para aplicaciones alimentarias o nutracéuticas, mientras que la corriente de permeado es una solución salina libre de ácidos cafeoilquínicos que puede diseñarse para su reutilización en el proceso o para la reposición de salmueras frescas, reduciéndose el consumo de agua.

Entre las membranas de NF investigadas, aquellas con un MWCO del orden de 200 Da produjeron los mejores resultados en términos de recuperación y concentración de compuestos fenólicos. En particular, las membranas NF200 y Desal DL permitieron una separación efectiva de los derivados del ácido cafeoilquínico.

Por otra parte, también existen trabajos relacionados con la recuperación de compuestos fenólicos a partir de aguas residuales del procesamiento de aceitunas (tanto para la elaboración de aceite de oliva como de aceitunas de mesa).

En el artículo “Ultrafiltration of residual fermentation brines from the production of table olives at different operating conditions” (Carbonell Alcaina, Álvarez Blanco, Bes Piá, Mendoza Roca, & Pastor Alcañiz, 2018) se investigó el proceso de ultrafiltración por membranas (UF) como pretratamiento previo a la recuperación y concentración de compuestos fenólicos de las salmueras de fermentación residuales de aceitunas de mesa. Se obtuvo una corriente de permeado rica en compuestos fenólicos, con bajos valores de turbidez, color y DQO soluble, para mejorar el rendimiento del proceso de purificación posterior, como puede ser la nanofiltración (NF).

En el artículo “Effect of the operating conditions on a nanofiltration process to separate low-molecular-weight phenolic compounds from the sugars present in olive mill wastewaters” (Sánchez Arévalo, Jimeno Jiménez, Carbonell Alcaina, Vicent Vela, & Álvarez Blanco, 2021) se estudió la eficacia de la nanofiltración para purificar el tirosol presente en las aguas residuales del aceite de oliva (OMWWs), presentando especial atención a su separación de la sacarosa, debido al similar peso molecular.

Los resultados obtenidos demostraron la idoneidad de la nanofiltración para recuperar compuestos bioactivos valiosos de los residuos del aceite de oliva. Se separó la sacarosa con precisión del tirosol, obteniéndose una corriente de permeado con alta pureza en dicho compuesto.

En el artículo “Comparison of different ultrafiltration membranes as first step for the recovery of phenolic compounds from olive-oil washing wastewater” (Cifuentes Cabezas, Carbonell Alcaina, Vicent Vela, Mendoza Roca, & Álvarez Blanco, 2021) se compararon cuatro membranas de ultrafiltración (UF) para filtrar aguas residuales obtenidas en la producción de aceite de oliva con el objetivo de obtener un permeado rico en compuestos fenólicos.

Se obtuvieron resultados con una de las membranas (UP005 de la casa comercial Microdyn-Nadir) muy prometedores, ya que se logró una gran separación de compuestos fenólicos con respecto a otros compuestos orgánicos presentes en las aguas residuales, haciendo el permeado altamente rico en compuestos fenólicos.

Por lo tanto, se ha comprobado que una configuración donde el primer paso sea una etapa de UF, en la cual se eliminen los sólidos en suspensión y se obtenga una solución clarificada rica en compuestos fenólicos, consigue buenos resultados para la posterior etapa de NF, donde se consigue la recuperación de estos compuestos fenólicos de gran interés para diferentes industrias. Además, la NF también consigue la recuperación de azúcares, incluso con un peso molecular parecido al de algunos compuestos fenólicos.

3.4. Tecnología de membranas

La tecnología de membranas juega un papel importante en un amplio rango de aplicaciones industriales. El concepto de separación basado en membranas se introdujo en el siglo XVIII y presenta ventajas sobre la mayoría de los procesos de separación convencionales como por ejemplo destilación, adsorción y absorción, debido al ahorro de energía que conlleva y al menor consumo de espacio atribuido a sus instalaciones (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017).

Se denomina membrana semipermeable a una interfase o barrera selectiva que permite separar dos sistemas multicomponentes en fase líquida o gaseosa y limita el transporte de algunas de las especies químicas presentes, en una dirección determinada. El esquema de un proceso de separación por membranas se representa en la Ilustración 3 (Alcaina, 2017).

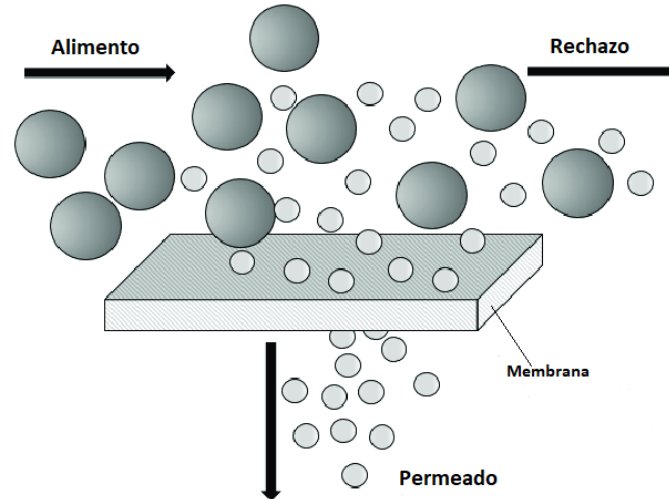


Ilustración 3. Esquema de un proceso de separación por membranas

La separación de las especies deseadas se produce en presencia de fuerzas impulsoras, las cuales pueden ser un gradiente de presión, un gradiente de presión parcial de vapor, un gradiente de concentración o un gradiente de potencial eléctrico (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017). Por lo tanto, este transporte a través de una membrana es debido a la acción de una fuerza impulsora que actúa sobre el lado del alimento, siendo la magnitud de esta generalmente proporcional a la velocidad de permeación (Alcaina, 2017).

El rendimiento de la membrana generalmente se mide a partir de la densidad de flujo de permeado y la selectividad. La densidad de flujo de permeado de una membrana se puede expresar como el volumen, la masa o el número de moles de sustancia que fluyen a través de la membrana por unidad de superficie de membrana y tiempo (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017). La relación proporcional entre la densidad de flujo de permeado, J_p (m³/m²·dia), y la fuerza impulsora viene dada por la ecuación (Alcaina, 2017):

$$J_p = -A \cdot \frac{dX}{dx}$$

Siendo:

- A: coeficiente fenomenológico
- dX/dx : fuerza impulsora (X) a través del espesor de la membrana (x)

La selectividad de una membrana respecto a una mezcla fluida está relacionada con los parámetros denominados factor de retención (R) o factor de separación (α). Sin embargo, este factor de separación se usa normalmente para mezclas gaseosas y mezclas líquidas orgánicas, mientras que el factor de retención es preferible utilizarlo en la separación de líquidos en los que la fuerza impulsora es un gradiente de presión.

El factor de retención (R) o índice de rechazo viene dado por la siguiente expresión:

$$R = 1 - \frac{C_P}{C_A}$$

Siendo:

- C_A: concentración del soluto en la alimentación
- C_P: concentración del soluto en el permeado

El factor de retención es un parámetro adimensional y, por tanto, no depende de las unidades en las que se exprese la concentración. Si R = 1 significa la retención completa del soluto y se tendría una membrana "ideal", mientras que si R = 0 tanto el soluto como el disolvente pasan libremente a través de la membrana.

Por otra parte, el factor de separación (α) para una mezcla de los compuestos A y B viene dado por la siguiente expresión:

$$\alpha_{A/B} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B}$$

donde y_A e y_B son las concentraciones de los componentes A y B en el permeado y x_A y x_B son las concentraciones en la alimentación (Palacio Martínez, Prádanos del Pico, & Hernández Giménez, 2014).

Los procesos de membranas se pueden realizar a través de dos tipos de filtraciones: filtración frontal (Dead-end Filtration) y filtración tangencial (Cross-Flow Filtration). Estos tipos de filtración se diferencian en la dirección de flujo de la corriente de alimentación en relación con la orientación de la superficie de la membrana, como se muestra en la Ilustración 4 (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017).

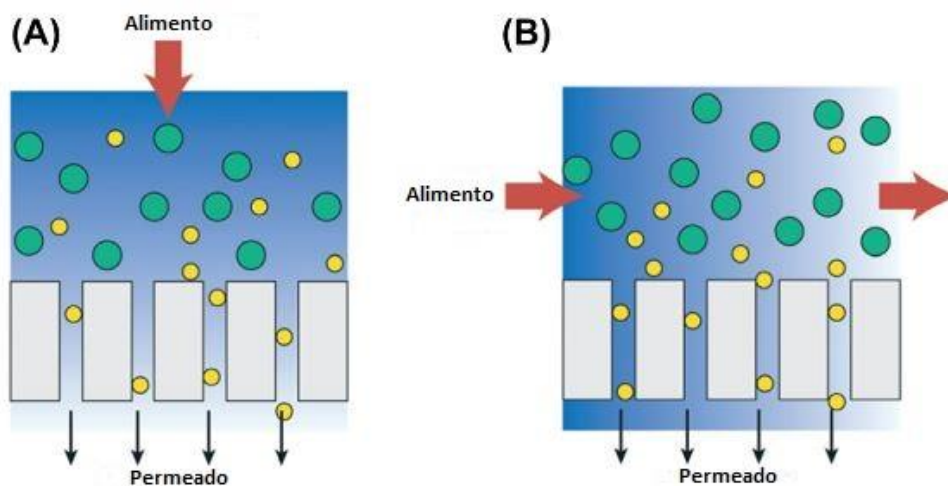


Ilustración 4. Filtración frontal (A) y Filtración tangencial (B)

La filtración en frontal normalmente se utiliza para separación a pequeña escala, particularmente cuando se opera en condiciones discontinuas (Batch). En este tipo de filtración, el alimento y el

permeado son perpendiculares a la superficie de la membrana. Además, presenta el inconveniente de que es propensa al ensuciamiento, de modo que los compuestos retenidos se acumulan sobre la superficie de la membrana y forman una torta cuyo espesor crece de forma continua.

Por otro lado, la filtración tangencial se refiere al sistema en que el alimento fluye de manera paralela a la superficie de la membrana mientras el permeado penetra a través de esta. La fuerza de cizalla ejercida por la corriente de alimentación que fluye sobre la superficie de la membrana ayuda a reducir los depósitos que causan una disminución del flujo de permeado.

Los procesos de membrana se han utilizado para diferentes aplicaciones relacionadas con la separación de mezclas gaseosas, el tratamiento de aguas residuales, la separación de líquidos orgánicos, etc. (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017)

Los procesos de separación que utilizan membranas se pueden clasificar en diferentes categorías según la fuerza impulsora, como se muestra en la Tabla 6 (Álvarez, 2020).

Tabla 6. Clasificación procesos de membranas según la fuerza impulsora

Proceso	Fase 1 (Alimento)	Fase 2 (Permeado)	Fuerza impulsora	Tipo de membrana
Microfiltración	L	L	$\Delta P/\Delta x$	Porosa
Ultrafiltración	L	L	$\Delta P/\Delta x$	Porosa
Nanofiltración	L	L	$\Delta P/\Delta x$	Nanoporosa
Osmosis Inversa	L	L	$\Delta P/\Delta x$	Densa
Diálisis	L	L	$\Delta c/\Delta x$	Densa
Electrodiálisis	L	L	$\Delta E/\Delta x$	Densa intercambio iónico
Perevaporación	L	G	$\Delta p/\Delta x$	Densa/porosa
Separación de gases	G	G	$\Delta p/\Delta x$	Densa/porosa
Osmosis Directa	L	L	$\Delta \pi/\Delta x$	Densa
Destilación Osmótica	L	L	$\Delta p_o/\Delta x$	Porosa
Destilación por membranas	L	L	$\Delta p_o/\Delta x$	Porosa
Contactores de membrana	L	L	$\Delta C/\Delta x$ or $\Delta p/\Delta x$ or $\Delta T/\Delta x$	Porosa

3.4.1. Procesos de membranas cuya fuerza impulsora es un gradiente de presión

Los procesos de membranas cuya fuerza impulsora es un gradiente de presión son la Microfiltración (MF), la Ultrafiltración (UF), la Nanofiltración (NF) y la Osmosis Inversa (OI).

En este tipo de procesos la fuerza impulsora es un gradiente de presión entre ambos lados de la membrana para facilitar el proceso de separación. La presión necesaria estará marcada por el tamaño de los poros de la membrana, lo que depende del tamaño de las moléculas de soluto que se desean separar.

Habitualmente, estos procesos se clasifican en función del umbral de corte molecular o MWCO ("Molecular Weight Cut-Off") definido como el menor peso molecular del soluto en Dalton (Da) el cual es retenido en un 90% por la membrana.

En la Ilustración 5 se muestran los diferentes procesos de membranas en los que la fuerza impulsora es la presión, están ordenados de mayor a menor tamaño de poro de la membrana.

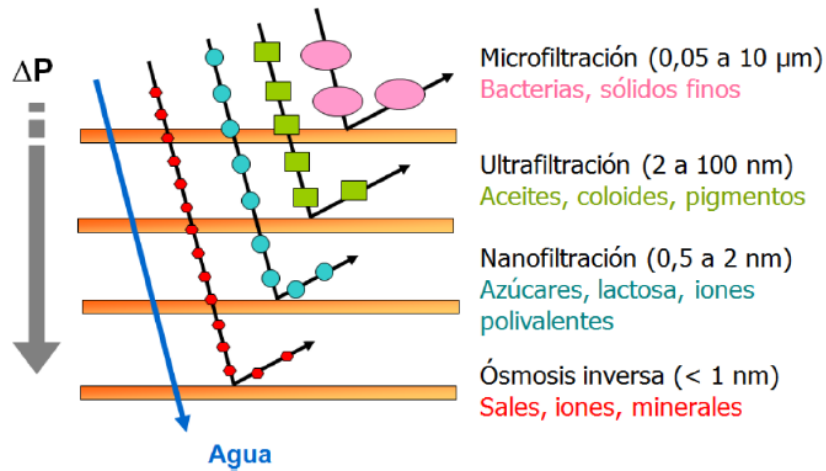


Ilustración 5. Procesos de membranas cuya fuerza impulsora es la presión

Las características de cada uno de estos procesos se describen a continuación (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017) (Baker, 2004) (Mulder, 1996) (Alcaina, 2017) (Álvarez, 2020):

Los procesos de **Microfiltración** y **Ultrafiltración** permiten separar materia en suspensión y sustancias disueltas. Se diferencian entre ellos en el tamaño molecular de las especies que separan. En ambos procesos las membranas son de naturaleza porosa y el transporte tiene lugar debido a un efecto tamiz. Los solutos de mayor tamaño de poro de la membrana serán rechazados mientras que los solutos cuyo tamaño sea inferior al tamaño de poro de la membrana la atravesarán.

La ultrafiltración opera a presiones más elevadas, ya que el tamaño de poro de las membranas es menor. En ambos procesos el disolvente constituye la fase continua y la concentración de soluto en la corriente a tratar es relativamente baja.

La **Microfiltración (MF)** se refiere a al proceso de filtración que utiliza membranas cuyo umbral de corte molecular es el más elevado. Esta técnica utiliza membranas porosas, tanto orgánicas como inorgánicas, con diámetros entre 0,05 y 10 μm siendo el mecanismo de transporte que gobierna el proceso la exclusión molecular. En este tipo de procesos las presiones requeridas oscilan entre 0,5 y 3 bar puesto que las membranas poseen el mayor tamaño de poros. Se recomienda la Microfiltración siempre que se requiera disoluciones libres de partículas, líquidos estériles o separar sólidos o aceites emulsionados en líquidos.

La **Ultrafiltración (UF)** utiliza membranas similares a las de la Microfiltración, pero permite rechazar moléculas más pequeñas. Utiliza membranas porosas, tanto orgánicas como inorgánicas, caracterizadas por poseer una capa superior muy fina en la que los poros son más pequeños con diámetros entre 2 y 100 nm, y una capa de soporte con poros de mayor tamaño. El mecanismo de transporte que gobierna el proceso la exclusión molecular. En este tipo de procesos las presiones requeridas oscilan entre 1 y 10 bar. La selectividad de las membranas de ultrafiltración se basa en la diferencia de tamaño del soluto, de las propiedades de la membrana y de las condiciones hidrodinámicas.

Se recomienda la Ultrafiltración siempre que se requiera concentrar y separar macromoléculas, filtrar y clarificar disoluciones sin añadir coagulantes ni floculantes o desinfectar sin necesidad de añadir agentes químicos.

La MF y UF son dos técnicas de membrana que poseen hoy en día un nivel de desarrollo considerable y se utilizan en diferentes aplicaciones, como complemento o alternativa a las técnicas convencionales:

- Concentración, purificación y esterilización a escala de laboratorio e industrial
- Recuperación de productos aprovechables
- Extracción y eliminación de partículas para detección y análisis
- Tratamiento de aguas residuales
- Pretratamiento de otros procesos de membrana
- Estabilización microbiana en procesos de fermentación

Los procesos de **Nanofiltración** y **Osmosis Inversa** permiten separar solutos orgánicos del agua u otro disolvente, la diferencia entre ellos está en el tamaño de los poros de membrana y, por tanto, de las especies a separar. Además, se describen como procesos de difusión controlada.

La **Nanofiltración (NF)** utiliza un conjunto de membranas caracterizadas por tamaño de los poros muy pequeños los cuales son menores a 1 nm llegando incluso a tamaños cercanos a 0,5 nm, además de contar con espesores muy reducidos. Cuenta con alto grado de rechazo por lo que permite separar moléculas de peso molecular reducido, entre 300 y 500 Da. En este tipo de procesos las presiones requeridas oscilan entre 5 y 20 bar.

En este tipo de membrana los mecanismos de transporte que gobiernan el proceso son el tamaño del compuesto, la diferencia de solubilidad y difusividad a través de la membrana y el efecto electrostático (Donnan).

Su gran interés se debe a una capacidad de separación de los compuestos orgánicos en disolución elevada y el poder de separación respecto a los iones de diferente valencia.

En cuanto a los principales campos de aplicación de la NF, estos se corresponden con aquellos casos en los que no se requiere una retención elevada de sales monovalentes, se quiera realizar la separación de iones de diferentes valencias o lo que se pretenda sea el fraccionamiento de compuestos orgánicos de alto y bajo peso molecular como son: disolventes, azúcares, aminoácidos, etc.

Las principales aplicaciones de estos procesos de nanofiltración son:

- Desalinización de productos lácteos
- Recuperación de proteínas hidrolizadas
- Concentración de azúcares
- Purificación de pinturas y pigmentos solubles
- Purificación de agua: ablandamiento, decoloración y eliminación de microcontaminantes

Otras aplicaciones:

- Eliminación de pesticidas
- Eliminación de metales pesados de las aguas residuales
- Reciclaje de aguas residuales en lavanderías
- Eliminación de nitratos

La **Osmosis Inversa (OI)** se rige por un mecanismo diferentes a los anteriores procesos y es el que justifica que ciertas especies permeen o no. El mecanismo de disolución-difusión permite el paso a través de la membrana de aquellas sustancias que puedan disolverse y difundirse por ella. Esto produce que el rechazo a solutos sea casi total, aunque algunos compuestos de pequeño tamaño pueden llegar a permear (< 1 nm). En este tipo de procesos las presiones de operación son elevadas pudiendo alcanzar presiones de 70 bar, en función de cuan concentrado esté el efluente.

Este proceso se aplica principalmente en la desalación de agua, para la eliminación de la mayoría de los contaminantes disueltos del agua y para concentrar corrientes. La presión aplicada en el proceso está influenciada por la concentración de soluto en la alimentación.

En cuanto a las principales aplicaciones de los procesos de osmosis inversa cabe señalar:

- Desalinización de agua del mar
- Obtención de agua ultrapura
- Desalinización de aguas salobres
- Tratamiento de aguas residuales
- Concentración de corrientes en industrias como la alimentaria o farmacéutica

3.4.2. Ventajas e inconvenientes de los procesos de membranas

Los procesos de membranas presentan una serie de ventajas e inconvenientes en comparación con los procesos de separación convencionales, lo que hace que esta tecnología se haya convertido para ciertos sectores industriales en una importante tecnología de separación (Alcaina, 2017). Las principales ventajas que presentan son:

- Bajo coste energético ya que no implican cambio de fase
- Operan a temperatura moderada, lo que permite separar compuestos termolábiles
- Posibilidad de operar en continuo
- Fácilmente automatizables y adaptables a distintas aplicaciones, existiendo membranas con propiedades muy diferentes
- Instalaciones compactas y equipos relativamente pequeños que permiten su utilización en una gran cantidad de procesos
- Fácilmente escalables puesto que los equipos son modulares
- Facilidad de montaje desmontaje y operación

- Posibilidad de combinación con otros procesos de tratamiento
- Tecnologías limpias que no requieren adicionar productos químicos

Por otro lado, también cabe destacar algunos de los inconvenientes que presentan:

- Elevado coste de las membranas
- Falta de selectividad para ciertas aplicaciones concretas
- Ensuciamiento de las membranas que reduce la permeabilidad e incluso puede reducir la vida útil
- Algunas membranas son sensibles al ataque químico de ciertos ácidos, bases, oxidantes y disolventes orgánicos
- Algunas membranas tienen baja resistencia mecánica a las abrasiones, vibraciones, altas temperaturas y/o presiones

3.4.3. Modelos de transporte

Los procesos de membranas cuya fuerza impulsora es la presión separan moléculas de soluto de diferente tamaño. Sin embargo, el mecanismo de separación varía considerablemente en cada uno de ellos. En el caso de la microfiltración y la ultrafiltración la separación de las moléculas se basa en el tamaño, forma y carga de las partículas, mientras que la separación durante la osmosis inversa tiene en cuenta también la disolución y difusión de los compuestos a través de las membranas.

Por lo tanto, el tamaño de los poros de la membrana determina el modelo: la separación en la microfiltración y la ultrafiltración se basa en el modelo de flujo a través de poros; la osmosis inversa, que presenta poros prácticamente indetectables, sigue el modelo de disolución-difusión; y la nanofiltración se encuentra en la zona de transición, siguiendo una combinación de ambos modelos (Tamime, 2012).

En el caso de la microfiltración y la ultrafiltración donde predomina el mecanismo de exclusión molecular, Ilustración 6, el flujo convectivo aplicado mediante una presión conductora impulsa los solutos hacia los poros de la membrana. Se fundamenta en la diferencia de tamaño entre los poros de la membrana y las moléculas de la disolución, de manera que las moléculas de menor tamaño pasan la membrana y las de mayor tamaño quedan retenidas sobre esta (Fierro, Boschetti, & Abetz, 2012).

Por otra parte, en la osmosis inversa predomina el mecanismo disolución-difusión, Ilustración 7, el cual se produce debido a la diferente solubilidad de los componentes de la alimentación en la membrana y a la velocidad a la cual los componentes se mueven a través de la membrana (difusividad) (Tamime, 2012). Se basa en la adsorción de moléculas de una manera preferencial en la membrana y su posterior difusión, por un gradiente de potencial químico, desde la parte del alimento a la parte de permeado. En este mecanismo, la etapa limitante es la difusión, ya que la velocidad de adsorción es superior a la de difusión. Una vez que la molécula ha difundido por el interior de la membrana se produce la desorción de esta. La razón de separación de las diferentes especies es debida a la diferencia de solubilidad en la membrana y a la difusividad de las moléculas en su interior (Fierro, Boschetti, & Abetz, 2012).

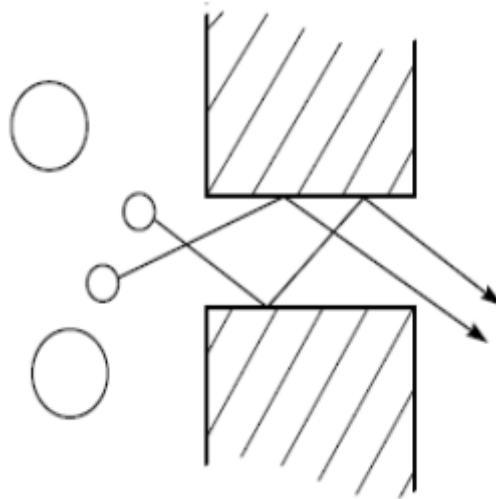


Ilustración 6. Modelo flujo a través de poros

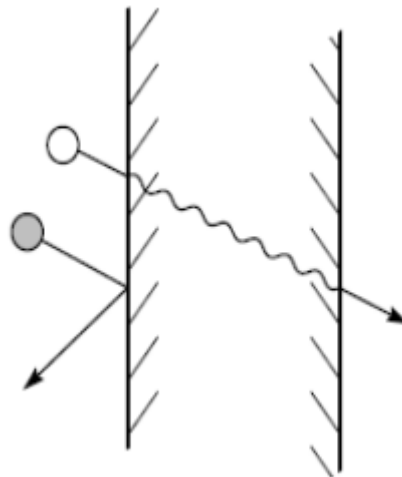


Ilustración 7. Modelo disolución-difusión

Es difícil de establecer cuándo el flujo convectivo o difusivo predomina, lo que depende del tamaño y distribución de los poros de la membrana así como del tamaño de los solutos a separar. Empíricamente, la zona de transición entre los dos modelos se encuentra, aproximadamente, entre 5-10 Å de diámetro de poro.

Las membranas de microfiltración y ultrafiltración cuentan con poros relativamente grandes, mientras que las membranas de osmosis inversa son prácticamente invisibles, menores a 5 Å de diámetro de poro. Sin embargo, las membranas de nanofiltración son una combinación de las anteriores y contienen poros entre 5-10 Å de diámetro, por tanto, en estas membranas intervienen ambos modelos de transporte (Otero Fernández, 2017).

3.4.4. Configuración de los módulos de membrana

Un módulo de membrana es la unidad de empaquetamiento que presenta la membrana.

Existen tres configuraciones básicas de las membranas utilizadas en aplicaciones industriales: planas, tubulares y capilares. Estas configuraciones tendrán diferentes diseños del módulo de membrana para los procesos de separación de diversas aplicaciones: módulo plano, módulo en espiral, módulo tubular y módulo de fibra hueca.

Las membranas de lámina plana pueden conformarse en configuraciones de módulo plano o de arrollamiento en espiral, mientras que las membranas tubulares pueden conformarse en configuraciones de módulo tubular o de fibra hueca.

Las características de cada uno de estos módulos de membranas se describen a continuación (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017) (Mulder, 2000):

Módulo plano

El módulo plano se refiere a una serie de membranas de lámina plana intercaladas entre soportes porosos rígidos y el canal de flujo. Se trata de un apilamiento de series de membranas planas separadas por una rejilla espaciadora, cuya función es crear un canal entre cada dos membranas para permitir el paso de la alimentación (Ilustración 8). El permeado se recoge por la parte que comunica al exterior con las membranas y el rechazo corresponde a la fracción de la corriente de alimentación que no atraviesa las membranas.

Esta configuración de membranas, a pesar de que depende en gran medida de la eficacia del material que actúa como espaciador, la relación superficie/volumen de filtrado que presentan es baja, entre 100 y 400 m²/m³ (Aguas residuales, 2020).

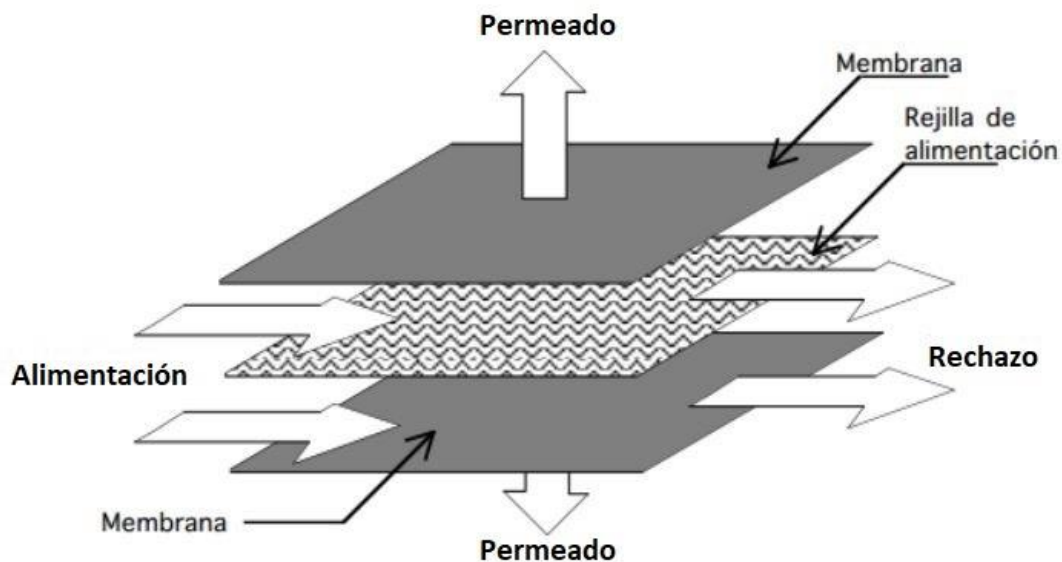


Ilustración 8. Módulo plano

Módulo en espiral

El módulo de arrollamiento en espiral cuenta con una configuración similar a la del módulo plano pero en este caso las membranas están dispuestas entre soportes porosos flexibles envueltos alrededor de un tubo poroso central. La corriente de alimentación pasa por las rejillas enrolladas, siguiendo una dirección paralela al tubo central. El permeado fluye radialmente y se recoge por el tubo central (Ilustración 9).

En este caso el área de filtración de membrana por unidad de volumen del módulo es aproximadamente una vez y media a la del diseño de modulo plano: 300-1000 m²/m³.

El inconveniente de ambas configuraciones es la limpieza mecánica, que es muy difícil, por lo tanto, no son adecuadas para aplicaciones donde la corriente de alimentación cuente con partículas.

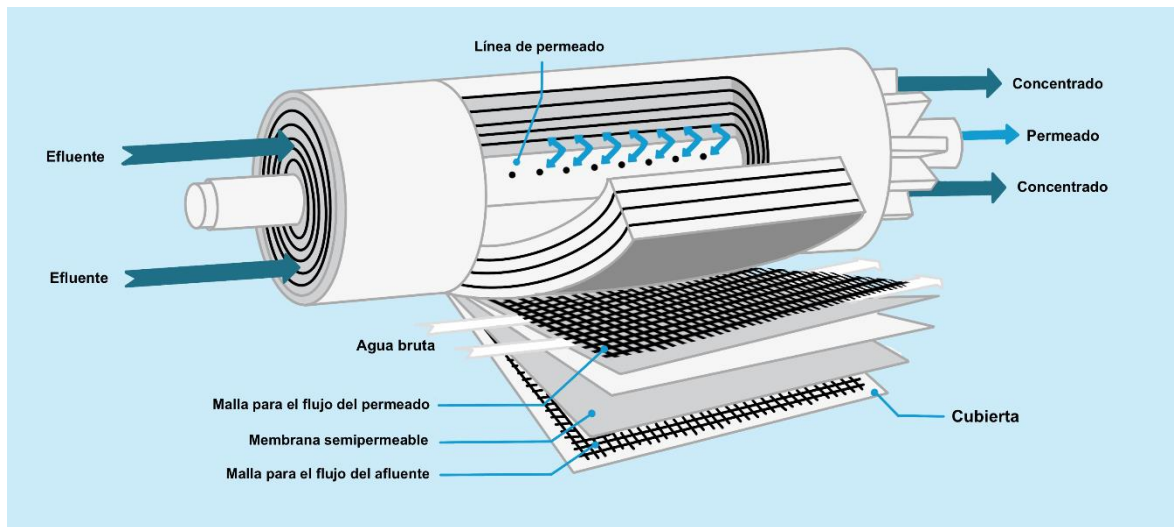


Ilustración 9. Módulo en espiral

Módulo tubular

La configuración del módulo tubular se asemeja a la de un intercambiador de calor de carcasa y tubo. Las membranas tubulares se instalan en el interior de carcasas cilíndricas las cuales se utilizan como soporte y, además, el número de membranas varía según las necesarias para realizar el proceso (Ilustración 10) (Aguas residuales, 2020). La alimentación siempre fluye por el interior de los tubos, mientras que el permeado atraviesa la membrana. Sin embargo, la relación superficie/volumen es bastante baja, tomando un valor menor a 300 m²/m³.

Esta disposición permite limpiar, desbloquear y reemplazar los tubos, por lo que puede proporcionar beneficios en términos de mantenimiento y reemplazo de membranas, pero requiere un trabajo tedioso cuando se ensamblan cientos de membranas. Además, tienen la ventaja de ser muy resistentes y de poder tratar casi cualquier fluido sin necesidad de un pretratamiento previo del mismo.

Módulo de fibra hueca

La configuración de este tipo de membrana consiste en una unidad integrada donde se insertan fibras, muy delgadas, por ambos extremos del soporte (Ilustración 11) (Aguas residuales, 2020).

Existen dos tipos de disposición o configuración de módulo:

- La corriente alimentación pasa por el interior del capilar mientras que el permeado se recoge fuera de los capilares
- La corriente alimentación entra al módulo desde la parte exterior de los capilares y el permeado pasa al interior de los capilares

La configuración del módulo de fibra hueca cuenta con un diámetro exterior muy pequeño por lo que ofrece la máxima densidad de empaquetamiento en comparación con otras configuraciones de membrana. Presentan una relación superficie/volumen de entre 600-1200 m²/m³.

Los principales inconvenientes de este tipo de módulo son que estas membranas son propensas al ensuciamiento y, además, la manipulación de los haces de fibras es muy delicada.

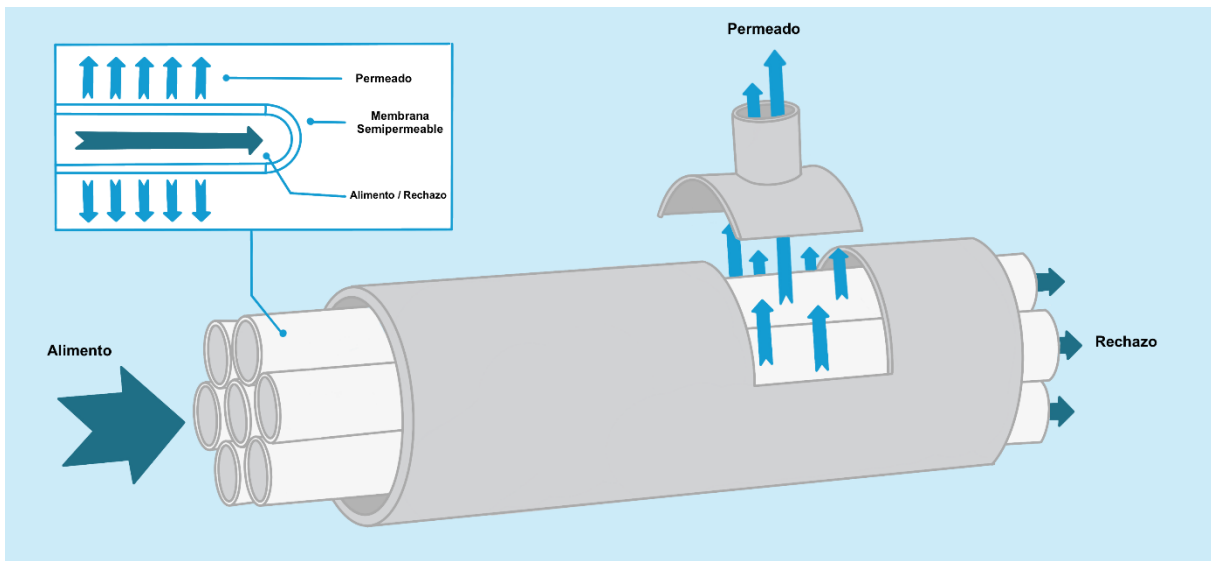


Ilustración 10. Módulo tubular

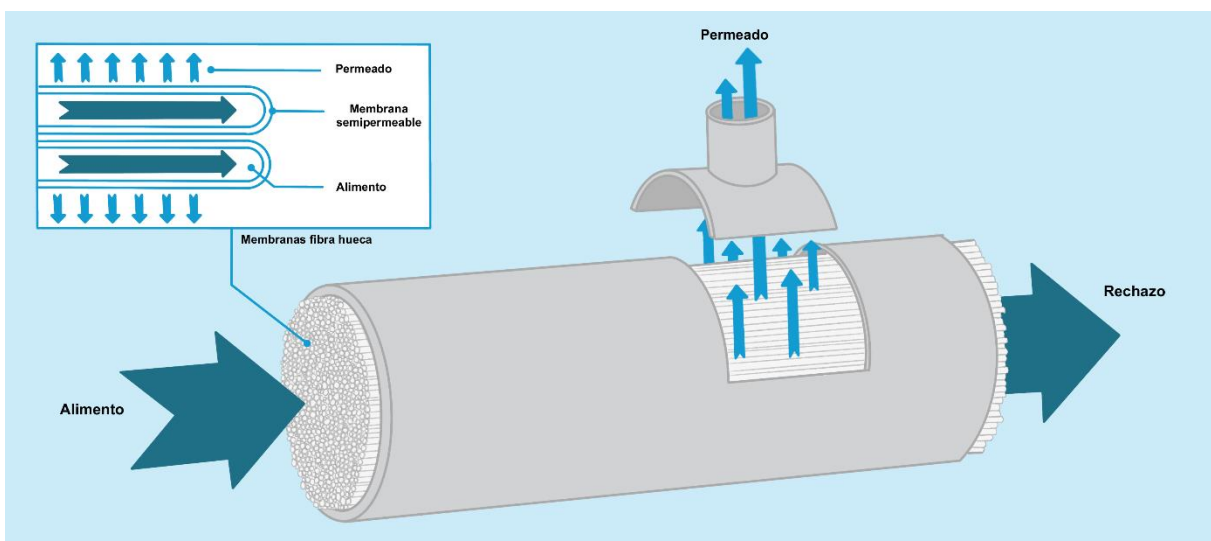


Ilustración 11. Módulo fibras huecas

3.4.5. Parámetros característicos de los procesos de membranas

Los principales parámetros característicos de los procesos de membranas son los siguientes:

Índice de rechazo (R)

El rechazo de una membrana suele expresarse como la fracción de soluto que pasa a través de la membrana. Relaciona la concentración del soluto en el permeado respecto a la concentración del soluto en el alimento (Guastalli, 2006).

Por lo tanto, el coeficiente de rechazo es el parámetro que evalúa la selectividad de la membrana, como se ha comentado previamente en el apartado 0, y se puede definir con la siguiente ecuación:

$$R = \frac{C_A - C_p}{C_A}$$

Densidad de flujo de permeado (J_p)

Como se ha comentado en el apartado 0, la densidad de flujo de permeado es directamente proporcional a la fuerza impulsora.

$$J_p = \frac{Q_p}{A_m}$$

Siendo:

- Q_p: caudal de permeado
- A_m: área de membrana

Por lo tanto, en los procesos en los que la fuerza impulsora es un gradiente de presión, la densidad de flujo de permeado dependerá de la presión que se aplique hasta un valor de presión transmembranal límite umbral, la cual puede determinarse experimentalmente. Presiones mayores a esta no ejercen un efecto significativo en el flujo de permeado, de hecho, pueden agravar los efectos de incrustación o ensuciamiento de la membrana (Guastalli, 2006).

Conversión

La conversión se denomina a la relación entre el caudal de permeado (Q_p) y el caudal de alimentación (Q_A) de una membrana y se puede definir con la siguiente ecuación:

$$\eta = \frac{Q_p}{Q_A}$$

Este índice será tan alto como sea posible, indistintamente de que la corriente objeto de la separación sea el permeado (purificación de efluentes) o el rechazo (concentración de solutos).

Factor de reducción de volumen (FRV)

El factor de reducción de volumen representa el grado de concentración de la corriente de alimentación y se define como (Tamime, 2012):

$$FRV = \frac{V_{alimento\ inicial}}{V_{alimento\ final}} = \frac{Q_R}{Q_A}$$

Siendo Q_R el caudal de la corriente de rechazo.

Factor de concentración (FC)

$$FC = \frac{C_R}{C_A}$$

Siendo C_R la concentración de la corriente de rechazo.

Tanto el factor de reducción de volumen (FRV) como el factor de concentración (FC) determinan el nivel de concentración que alcanza el proceso y están influenciados por la densidad de flujo de permeado y por el coeficiente de rechazo. Cuando el componente clave es totalmente retenido por la membrana FC es igual a FRV, en caso contrario el FC será menor que el FRV.

Umbral de corte molecular

El umbral de corte molecular o MWCO se refiere al más bajo peso molecular de soluto (en Dalton) para el que el 90% del soluto es retenido por la membrana, o el peso molecular de la molécula que se retiene el 90% por la membrana. Puesto que las moléculas cuentan con geometrías diferentes es una aproximación, siendo una útil referencia. Este parámetro es usado por los fabricantes para indicar la capacidad de separación con las que cuentan las membranas.

Vida de la membrana

La vida útil de una membrana es la duración estimada que puede realizar correctamente su función de separar dos fases, evitando que se pongan en contacto y restringiendo, de forma selectiva, el movimiento de las moléculas a través de ella. Con la sucesiva utilización de la membrana, el flujo y la retención disminuyen. Por lo tanto, su vida útil no es indefinida y esta termina cuando el rendimiento de la membrana ya no cumple con los criterios de rendimiento específicos.

La vida de la membrana varía según la composición de la membrana, lo cual es una característica importante porque afecta a su resistencia mecánica, técnica y química, pero a menudo las condiciones de operación y la limpieza tienen una mayor influencia.

3.4.6. Factores que afectan a los procesos de membranas

Los factores que afectan a los procesos de membranas se describen a continuación (Álvarez, 2020):

Efecto de las condiciones de operación

Concentración alimento:

- El aumento de la concentración aumenta la probabilidad de ensuciamiento de la membrana, la viscosidad del alimento y la presión osmótica, por lo que el flujo disminuye
- Para cada aplicación este parámetro es diferente

Temperatura:

- Disminuye la viscosidad del disolvente, aumentando el flujo de permeado
- Puede empeorar el ensuciamiento con compuestos sensibles al calor como las proteínas

Fuerza impulsora:

- El flujo de permeado es proporcional a la fuerza impulsora

- Sin embargo, el transporte convectivo de solutos hacia la superficie de la membrana se ve incrementado, por lo tanto, el ensuciamiento puede ser más grave

Velocidad tangencial:

- Aumentar la velocidad tangencial es la forma principal de reducir el espesor de la capa de deposición, aumentando así el flujo de permeado
- El aumento de la velocidad tangencial provoca una mayor caída de presión en todo el módulo y mayores requisitos de bombeo y energía

Efecto de las características del alimento

Efectos estéricos sobre el rechazo:

- La forma y el tamaño de los solutos son los parámetros más importantes que influyen en el rechazo del proceso. La forma molecular en lugar del peso molecular determina la retención
- Las partículas que son aproximadamente del mismo tamaño que los poros pueden penetrar parcialmente en los poros y bloquearlos
- La forma y configuración de las macromoléculas pueden verse afectadas por el pH, la fuerza iónica, la temperatura y las interacciones con otros componentes

Carga y polaridad:

- Los efectos de carga de los solutos en la alimentación también dependen del material de la membrana; en general, se obtiene una alta permeabilidad con moléculas sin carga y membranas sin carga
- El flujo de permeado suele ser mayor cuando se utilizan membranas hidrófilas (polares). Sin embargo, los solutos polares pueden ensuciar la membrana y reducir el flujo de permeado

Viscosidad:

- Para las membranas de MF y UF (membranas porosas), el flujo está directamente influenciado por la viscosidad del disolvente
- La concentración y la temperatura son los principales factores que van a influir en la viscosidad

3.4.7. Ensuciamiento y limpieza

Ensuciamiento

El ensuciamiento es una preocupación importante, ya que es la principal limitación que presenta la tecnología de membranas, especialmente en los procesos de separación de membranas donde la fuerza impulsora es la presión, ya que conlleva la disminución del flujo de permeado, lo cual afecta directamente a la productividad del sistema. Además, también conlleva cambios en la selectividad de la membrana, lo que influye de manera considerable en el resultado del proceso. Por ello, las membranas se deben limpiar frecuentemente, lo que se traduce en un gasto de mantenimiento alto.

Existen diferentes mecanismos de ensuciamiento de las membranas: la obstrucción de los poros, la formación de depósitos, la adsorción de moléculas y la formación de capa de gel. En la Ilustración 12 se puede observar cada uno de los mecanismos mencionados.

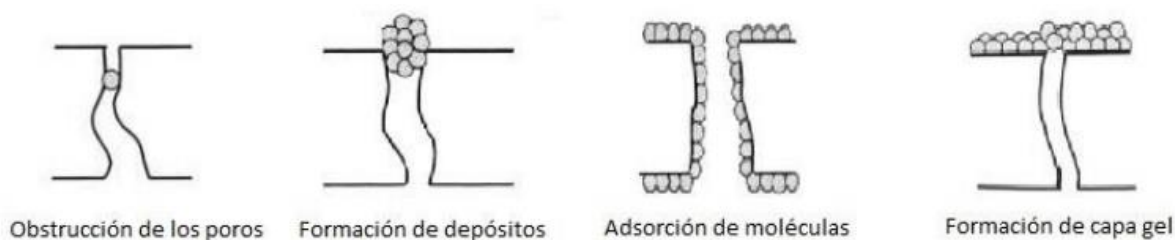


Ilustración 12. Mecanismos de ensuciamiento de las membranas

La obstrucción de los poros se origina debido a que el tamaño del poro y del soluto que atraviesa la membrana es similar y puede producirse tanto en la superficie de estos como en profundidad. La formación de depósitos se origina cuando precipitan moléculas de soluto o se adhieren partículas entre sí en suspensión, lo cual puede ocurrir tanto en la superficie como en el interior de la membrana. La adsorción de moléculas se origina debido a una afinidad soluto-membrana y ocurre cuando se adsorben moléculas de soluto sobre la superficie de la membrana o en el interior de los poros. La formación de capa de gel se origina debido a la formación de una red macromolecular entre el soluto y el disolvente una vez que se alcanza cierta concentración en las inmediaciones de la membrana.

Además, el ensuciamiento puede clasificarse en ensuciamiento orgánico, ensuciamiento biológico y ensuciamiento coloidal. El ensuciamiento orgánico ocurre cuando aparece materia orgánica natural durante el proceso de filtración, mientras que el ensuciamiento biológico ocurre cuando se forma una biopelícula en la superficie de la membrana debido a la proliferación de microorganismos mientras que el ensuciamiento coloidal se produce por la acumulación de partículas en la superficie de la membrana, lo cual puede considerarse como el problema de ensuciamiento más grave. Este fenómeno no deseado puede aliviarse utilizando membranas altamente hidrofílicas y membranas de bajo ensuciamiento, así como con la optimización del proceso de pretratamiento (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017).

Los efectos del ensuciamiento de la membrana son la reducción en cuanto al flujo de permeado, el acortamiento de la vida útil de la membrana e incurrir en altos costes debido a la alta presión transmembranal (TMP).

La disminución del flujo de permeado, la consecuencia más importante del ensuciamiento, también puede estar influenciada por la polarización por concentración que consiste en la acumulación del soluto que no puede de atravesar la membrana aumentando la concentración de soluto, es decir, un aumento de la concentración en las inmediaciones de la membrana que se origina por el paso de corriente. Esto conlleva una disminución de la eficiencia de separación y una la disminución del flujo de permeado. En la Ilustración 13 se puede observar la variación de la densidad de flujo de permeado en función del tiempo debido a la polarización por concentración y al ensuciamiento.

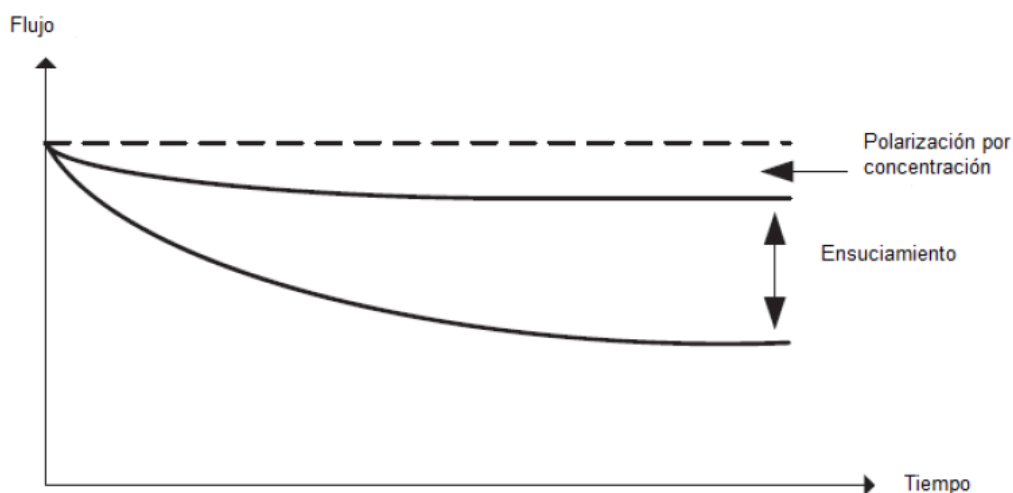


Ilustración 13. Variación densidad de flujo de permeado en función del tiempo

Limpieza y desinfección

Como se ha mencionado anteriormente, las membranas se deben limpiar frecuentemente para corregir el efecto más importante del ensuciamiento que es la reducción del flujo de permeado. La limpieza de las membranas no se puede llevar a cabo mientras el proceso está en marcha, por lo tanto, es necesario parar el proceso para limpiarlas y así poder recuperar la productividad inicial de estas.

Los métodos de limpieza influyen directamente en la viabilidad económica de los procesos de membranas. Además, la frecuencia de la limpieza afecta directamente a la vida útil de la membrana.

A fin de mantener un rendimiento adecuado de la membrana se utilizan diferentes tratamientos convencionales de limpieza: biológicos, químicos y físicos. El tratamiento físico permite eliminar las partículas sueltas que se encuentran unidas a la superficie de las membranas, mientras que con la limpieza química se eliminan las partículas adheridas y la limpieza biológica implica el uso de especies bioactivas como las enzimas.

Cuando se lleva a cabo el proceso de limpieza, la superficie de la membrana acaba limpia debido a la limpieza química, pero es necesaria la desinfección para la destrucción de la carga microbiana. La limpieza y la desinfección se pueden llevar a cabo simultáneamente.

A continuación, en la Tabla 7 se muestra un resumen de los diferentes tratamientos de limpieza físicos y químicos para la eliminación del ensuciamiento en las membranas (Abdullah, Rahman, Othman, Jaafar, & Ismail, 2017).

Tabla 7. Resumen de tratamientos de limpieza de membranas físicos y químicos

Tratamiento	Proceso	Efecto	Factores que pueden afectar	Inconvenientes
Pretratamiento	Coagulación Precipitación Filtración Ebullición Cambios de pH Cloración	Modificación de las propiedades fisicoquímicas y biológicas de la alimentación para reducir la probabilidad	Temperatura Dosificación Propiedades de la disolución y el ensuciamiento Características de la membrana	La ineffectividad del pretratamiento puede conducir a altas tasas de ensuciamiento
Acciones durante la operación	Burbujeo de gas	Aumentar la velocidad tangencial en la superficie para eliminar de forma intermitente las capas provocadas por el ensuciamiento	Tamaño de las burbujas Caudal de gas	Principalmente eficaz para abordar el ensuciamiento externo de la membrana
	Inversión de temperatura y flujo	Inhibir la precipitación homogénea de sales e interrumpir la nucleación de cristales de sal	Temperatura Caudal	No existe una explicación detallada sobre la cinética de nucleación y la formación de incrustaciones
Tratamiento químico	Enjuague con ácido o base	El enjuague con ácido es particularmente eficaz para eliminar las deposiciones inorgánicas El enjuague con una base es relativamente eficaz para reducir las deposiciones orgánicas	Tipo Concentración de agentes Temperatura	Puede causar daño estructural a la membrana

A continuación se indican los principales factores que determinan cuando se debe realizar la limpieza:

- El caudal de permeado (Q_p) disminuye en un 10-15%
- El índice de rechazo disminuye en un 10-15%
- La caída de presión (entre alimento y rechazo) se incrementa en más de 10%
- Después de largos periodos de parada (más de una semana)

Una vez realizada la limpieza, a simple vista puede parecer que las membranas estén limpias, sin embargo, eso no quiere decir que estén limpias microbiológicamente. Para ello se realiza la desinfección donde se destruyen los microorganismos que puedan estar presentes.

La desinfección previene la contaminación de la membrana durante el proceso y la acumulación de ensuciamiento biológico (biofouling). Esta etapa siempre se tiene que llevar a cabo después de la limpieza, puesto que no está diseñada para eliminar depósitos acumulados.

La desinfección puede ser física, donde se utilizan altas temperaturas, utilizando vapor o agua caliente, que favorecen la desnaturalización y la destrucción de microorganismos; o química, donde se utilizan productos químicos con efecto desinfectante (hipoclorito de sodio, agentes oxidantes o bisulfito sódico). El inconveniente de la desinfección física es que solo se puede llevar a cabo en membranas resistentes a las altas temperaturas, como son las membranas cerámicas (Álvarez, 2020).

En la industria alimentaria la limpieza y desinfección son muy importantes, puesto que el ensuciamiento y la formación de depósitos fomenta el crecimiento de las bacterias y microorganismos que no cumplen los estándares de higiene.

3.4.8. Modos de operación

Los procesos de membranas pueden operar en continuo o discontinuo (por cargas) en función del objetivo del proceso como se describe a continuación (Álvarez, 2020):

Dentro de estos modos de operación, las membranas pueden disponerse en serie, en paralelo o en serie-paralelo. En el caso de las membranas en serie el rechazo de una es el alimento de la siguiente; mientras que en las membranas dispuestas en paralelo el alimento se divide entre la cantidad de membranas necesarias para la operación; y la disposición en serie-paralelo es una combinación de las dos anteriores, según sea requerido.

Entre las tres disposiciones posibles, las membranas colocadas en serie son las que tienden a ensuciarse antes, puesto que las ultimas membranas de la serie reciben un alimento más concentrado. El esquema simplificado de la disposición en serie se muestra en la Ilustración 14 y el esquema simplificado de la disposición en paralelo en la Ilustración 15.

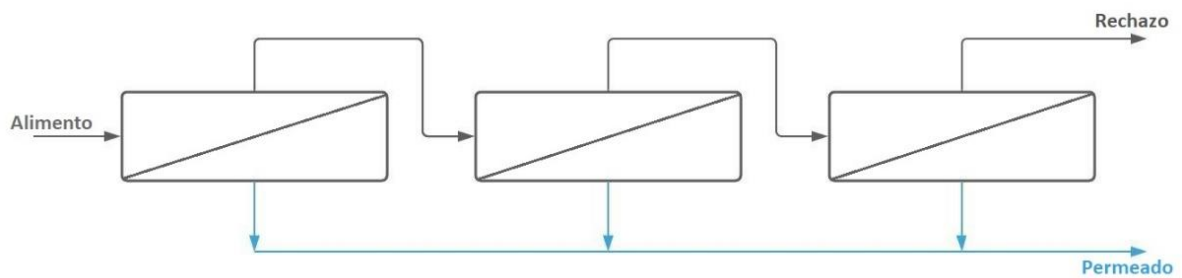


Ilustración 14. Disposición de las membranas en serie

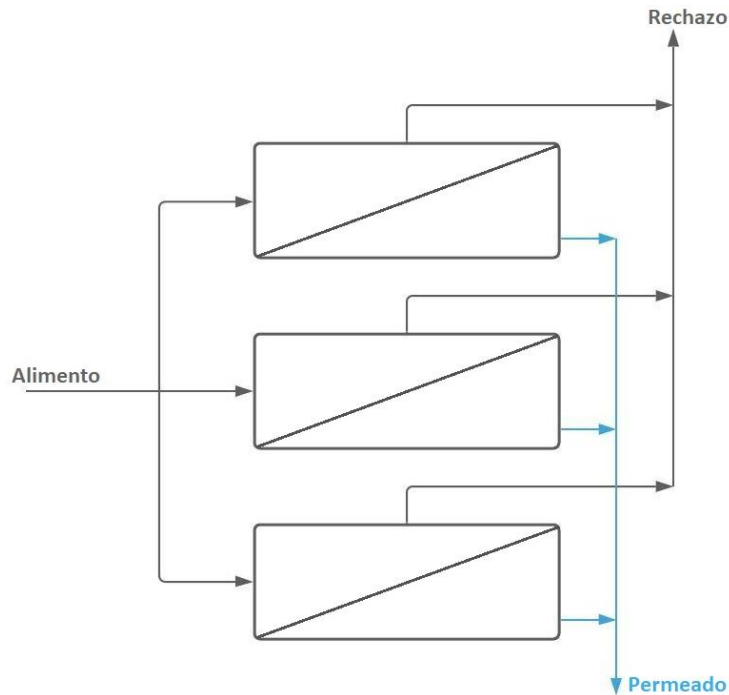


Ilustración 15. Disposición de las membranas en paralelo

Operación en discontinuo (Batch)

El modo de operación en discontinuo o por cargas (Batch) permite operar en dos configuraciones diferentes, con recirculación abierta o cerrada.

En primer lugar, el modo de operación en discontinuo con recirculación abierta se lleva a cabo impulsando la corriente de alimento desde el tanque de alimentación hasta los módulos de membranas y, una vez actúen estas, el rechazo resultante es devuelto al depósito de alimentación. El esquema simplificado se muestra en la Ilustración 16. Por lo tanto, la concentración del rechazo va aumentando con el tiempo y el volumen del tanque de alimentación va disminuyendo, puesto que va atravesando las membranas.

Este modo de operación tiene como desventaja que se produce una pérdida sistemática de energía, puesto que la presión del rechazo es más o menos igual a la del alimento de las membranas, perdiéndose esta cuando el rechazo es devuelto al depósito de alimentación.

Por otro lado, en el modo de operación en discontinuo con recirculación cerrada, parte del rechazo resultante se recircula hacia una segunda bomba en serie con la primera. Esto supone solventar la pérdida de energía que supone devolver el rechazo al depósito de alimentación. El esquema simplificado se muestra en la Ilustración 17.

Por lo tanto, se utilizan dos bombas en lugar de una: la primera aumenta la presión del alimento hasta unas condiciones muy próximas a las de operación mientras que la segunda proporciona la velocidad tangencial necesaria para un funcionamiento correcto de la instalación y el aumento de la presión para superar la caída de presión que se produce en las membranas.

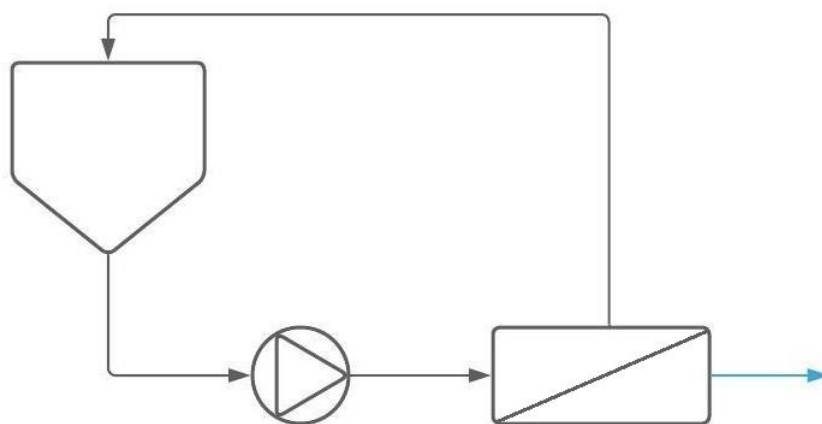


Ilustración 16. Modo de operación en discontinuo con recirculación abierta

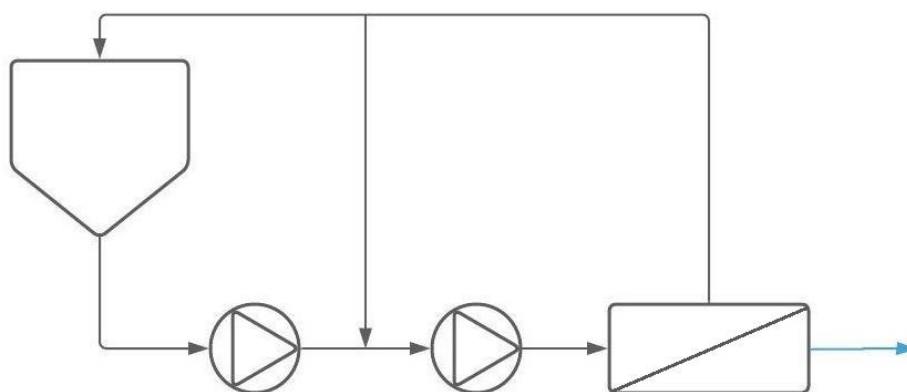


Ilustración 17. Modo de operación en discontinuo con recirculación cerrada

Operación en continuo de paso único

El modo de operación en continuo se lleva a cabo impulsando la corriente de alimento desde el tanque de alimentación hasta los módulos de membranas sin devolver el rechazo resultante hasta el depósito de alimentación. El esquema simplificado se muestra en la Ilustración 18.

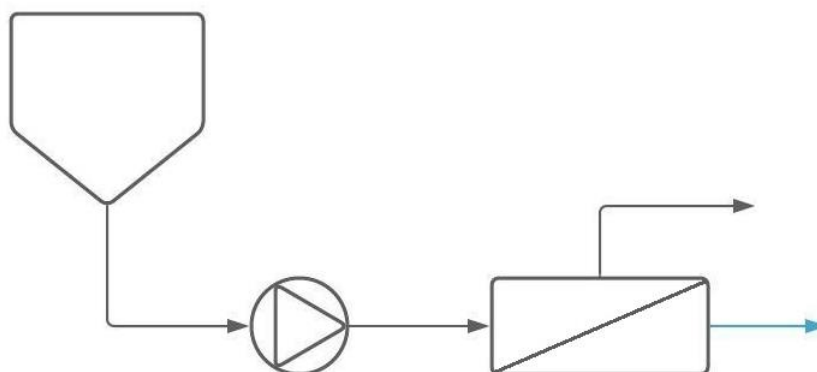


Ilustración 18. Modo de operación en continuo de paso único

Para alcanzar la concentración de rechazo deseada se utilizan varias etapas, lo cual se denomina configuración piramidal, donde el rechazo proveniente de las membranas de una etapa se junta y sirve como alimento para la siguiente. El número de etapas se determinan según el requerimiento de la instalación para su correcto funcionamiento. El esquema simplificado se muestra en la Ilustración 19.

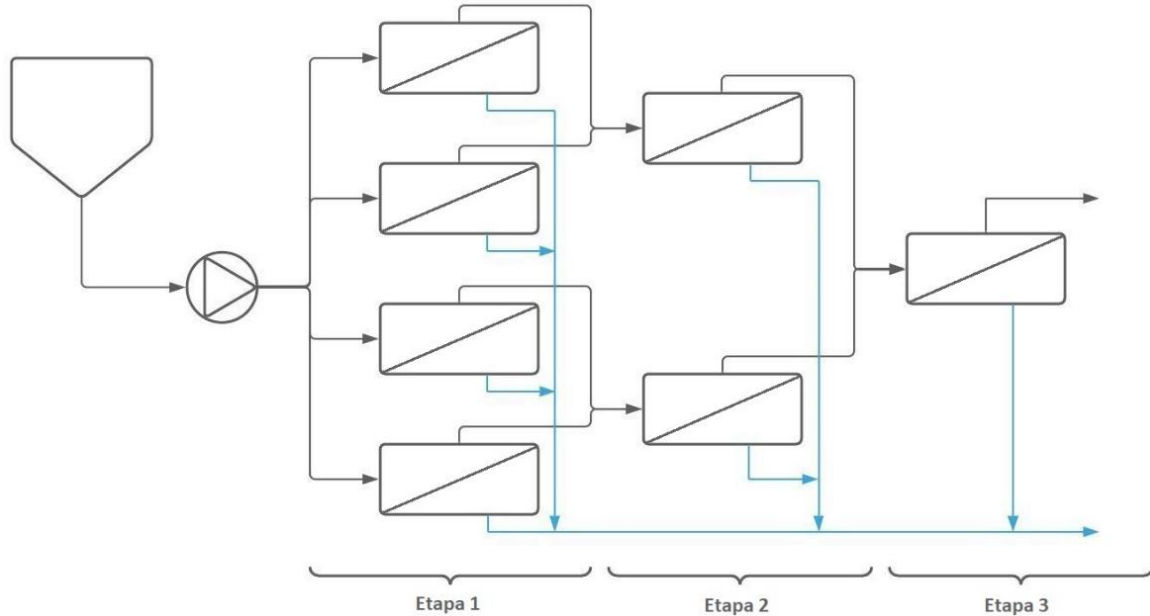


Ilustración 19. Modo de operación en continuo, configuración piramidal con tres etapas

Este modo de operación no es adecuado para procesos en los que se requieren altas velocidades tangenciales para controlar la polarización por concentración y, por tanto, no se emplea en UF y MF. Sin embargo, la configuración piramidal se emplea en NF y OI, puesto que presentan menores problemas de ensuciamiento y se opera, por tanto, con menores velocidades tangenciales.

Operación en continuo con recirculación (Feed and Bleed)

El modo de operación en continuo con recirculación se emplea cuando se desea contralar las concentraciones alcanzadas y/o para conseguir altas velocidades creando un flujo tangencial en las membranas, recirculando parte del rechazo (caudal de recirculación). El proceso opera en continuo, permaneciendo estacionarias las concentraciones del rechazo y del permeado.

Este modo de operación presenta el inconveniente de que, puesto que la corriente que les llega a las membranas es muy concentrada y la concentración del rechazo es igual a la concentración final, la densidad del flujo de permeado es más pequeña y el área de las membranas es mayor que en otros procesos.

Para superar este inconveniente suele opera en varias etapas, donde el rechazo proveniente de las membranas de una etapa sirve como alimento para la siguiente, como se puede observar en la Ilustración 20.

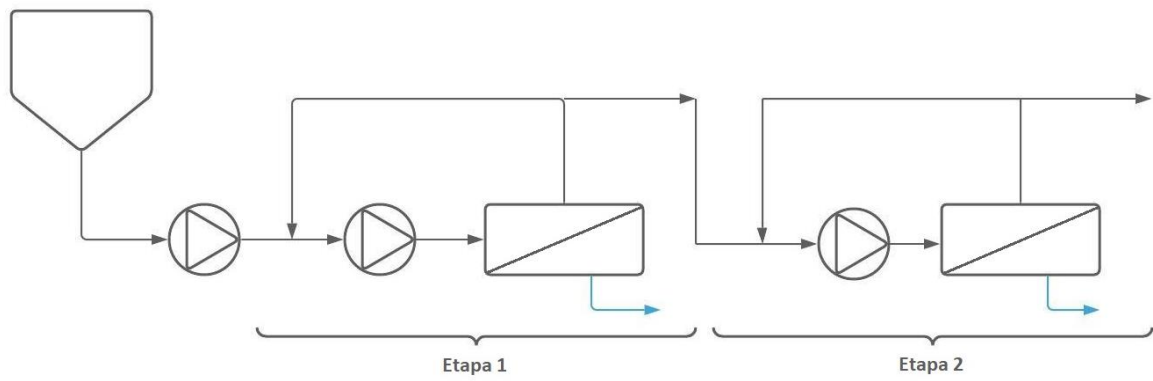


Ilustración 20. Modo de operación Feed & Bleed con dos etapas

4. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN

4.1. Descripción y datos de partida para el diseño de la instalación

En el presente trabajo se va a realizar el diseño de una planta para la recuperación de compuestos fenólicos a partir de aguas residuales obtenidas en el envasado de alcachofas. La construcción de esta planta se va a llevar a cabo en las instalaciones de la empresa Gómez y Lorente, S.L. dedica a la producción, envasado y comercialización de conservas vegetales.

Esta empresa está situada en el Polígono Industrial las Maromas, en la calle Francia número 18 del Almoradí, Alicante, en la Comunitat Valenciana. La localización de las instalaciones es la que aparece en la Ilustración 21.



Ilustración 21. Localización de la empresa Gómez y Lorente, S.L.

Las aguas residuales a tratar proceden de alcachofas en conserva preparadas por el método tradicional que, como se ha comentado en el apartado 3.1.4, en primer lugar, se produce el blanqueo de las alcachofas frescas y, a continuación, la eliminación de brácteas.

La mayoría de las aguas residuales producidas provienen del lavado de las alcachofas que tiene lugar durante el proceso, además del consumo en las fases de escaldado y enfriamiento. Estas aguas residuales contienen compuestos fenólicos que pueden ser utilizados para la industria alimentaria, farmacéutica y cosmética y azúcares que pueden ser utilizados como aditivos alimentarios.

El caudal volumétrico a tratar es de 3000 m³/año. Teniendo en cuenta que la producción de la alcachofa envasada tiene lugar durante los meses de enero, febrero y marzo y que un mes tiene 20 días laborables:

$$Q = 3000 \frac{m^3}{año} \cdot \frac{1 \text{ año}}{3 \text{ meses}} \cdot \frac{1 \text{ mes}}{20 \text{ días laborables}} = 50 \text{ m}^3 / \text{día}$$

Puesto que el agua residual a tratar no contiene grandes cantidades de sólidos disueltos, su densidad se puede considerar prácticamente la misma que la del agua a la misma temperatura.

Por lo tanto, el caudal masico a tratar es:

$$m = 50 \frac{m^3}{día} \cdot \frac{1 kg}{0,001m^3} = 50.000 kg/día$$

Las características de la corriente de las aguas residuales a tratar son las que aparecen en la Tabla 8.

Tabla 8. Características de la corriente de alimento

Parámetros	Alimento
Solidos en suspensión (%)	2,5 ± 0,1
TSS (°Brix) ⁽¹⁾	3,05 ± 0,05
Glucosa (mg/L)	960 ± 1
Fructosa (mg/L)	837 ± 1,07
Sacarosa (mg/L)	1.050 ± 0,41
TAA (mM Trolox) ⁽²⁾	8 ± 0,042
Ácido clorogénico (mg/L)	251 ± 2,64
Cinarina (mg/L)	164,7 ± 1,41
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	101 ± 2

⁽¹⁾ Solidos solubles totales

⁽²⁾ Actividad antioxidante total

El tratamiento de las aguas residuales obtenidas en el envasado de alcachofas que se ha seleccionado corresponde al que se recoge en el trabajo descrito en el artículo “Valorization of artichoke wastewaters by integrated membrane process”, Conidi et al., 2014. Se trata de una secuencia de una ultrafiltración preliminar, para la eliminación de sólidos en suspensión y macromoléculas presentes en el agua residual, seguida de dos etapas de nanofiltración, cuyo objetivo es el fraccionamiento de las aguas residuales de las alcachofas en conserva para la recuperación de compuestos fenólicos y azúcares, como se muestra en la Ilustración 22.

El modo de operación discontinuo o por cargas se utiliza fundamentalmente en plantas pequeñas o en ensayos a escala de laboratorio o planta piloto, puesto que los caudales de agua a tratar son pequeños, en cambio, el modo de operación continuo se emplea en plantas grandes. Por otra parte, no es recomendable la utilización del modo de operación discontinuo si el producto deseado es el rechazo por el elevado tiempo de residencia.

Analizando el caudal de agua generado, se observa que no es muy elevado y, además la planta opera durante 3 meses, de los cuales se ha considerado que solo 20 días al mes son laborables. Además, se considera que la planta opera 8 horas al día, por lo que el resto del tiempo la producción se detiene.

Por lo tanto, la etapa de ultrafiltración se ha considerado que opera en discontinuo (por cargas), puesto que este modo de operación se emplea en plantas pequeñas y cuando el permeado es el producto deseado.

En cambio, las etapas de nanofiltración se ha considerado que operan en continuo, puesto que el rechazo es el producto deseado, de modo que el tiempo de residencia será mucho menor, con lo que se reduce el posible daño a compuestos sensibles a los esfuerzos mecánicos.

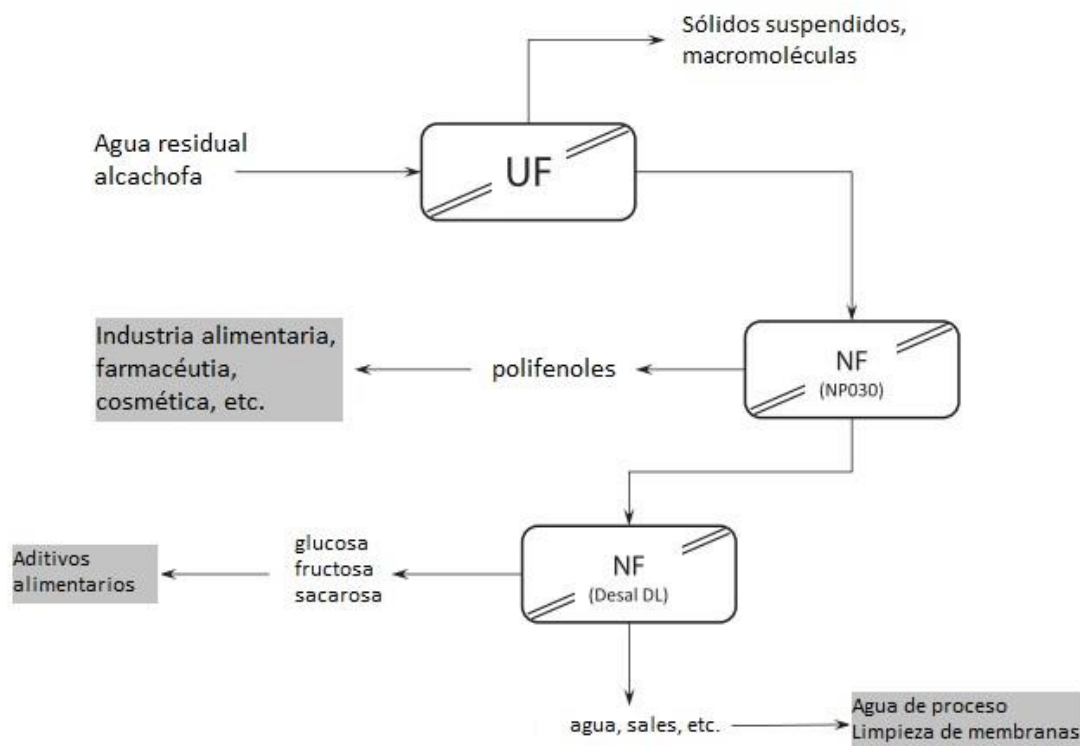


Ilustración 22. Esquema del proceso de tratamiento de las aguas residuales obtenidas en la elaboración de alcachofas en conserva (Conidi et al., 2014)

Por otro lado, el modo de operación discontinuo permite operar en dos configuraciones diferentes, con recirculación abierta o cerrada, como se ha comentado en el apartado 3.4.8.

Generalmente se utiliza la recirculación abierta para el laboratorio, donde el rechazo es almacenado nuevamente en el depósito de alimentación. Aunque es una de las configuraciones más sencillas, es recomendable utilizarla cuando las presiones de operación son muy reducidas, ya que presenta el inconveniente de que produce una pérdida sistemática de energía. Debido a que el rechazo presenta una presión más o menos igual a la de la alimentación a la membrana, esa presión se pierde cuando el rechazo es devuelto al depósito de alimentación.

Sin embargo, la recirculación cerrada solventa el problema de la pérdida de eficiencia energética mediante la utilización de dos bombas en lugar de una. La primera aumenta la presión del alimento hasta unas condiciones muy próximas a las de operación y la segunda aporta un aumento de presión igual a la caída de presión que se produce en la membrana, mientras que aporta la velocidad tangencial necesaria para el correcto funcionamiento de la instalación.

Por lo tanto, se ha considerado que la configuración utilizada será la recirculación cerrada debido a las presiones de operación requeridas (2,1 bar) para alcanzar los niveles de separación deseados.

Diariamente se tratarán 50 m³, por lo que se cargará el depósito de alimentación de la etapa de ultrafiltración con este volumen. El permeado se retirará de modo continuo mientras que el rechazo

se recirculará. Una vez terminado el tratamiento, el rechazo acumulado se llevará a un depósito y se realizará la limpieza de la instalación.

La primera nanofiltración se lleva a cabo utilizando como alimento el permeado retirado el día anterior en la etapa de ultrafiltración y la segunda nanofiltración con el permeado procedente de la primera nanofiltración. El producto final es el rechazo de cada una de las nanofiltraciones.

4.2. Membranas empleadas

ULTRAFILTRACIÓN (UF)

En el artículo tomado como referencia, para la etapa de ultrafiltración (UF), a nivel de laboratorio, se utiliza una planta suministrada por Verind SpA (Milán, Italia) y un módulo de membrana de fibra hueca DCQ III-006C, suministrado por China Blue Star Membrane Technology (China). La membrana tiene un umbral de corte molecular (MWCO) de 50 kDa y una superficie activa de 1,2 m². Sus características se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9. Membrana ultrafiltración utilizada en el trabajo de Conidi et al., 2014

Membrana DCQ III-006C	
Material	Polisulfona
Tipo de módulo	Fibra hueca
MWCO (kDa)	50
Superficie activa (m²)	1,2
Rango pH	2-9
Temperatura máxima (°C)	50

Puesto que el área de membrana es demasiado pequeña para su uso a escala industrial, se va a seleccionar una membrana de fibra hueca del catálogo comercial de China Blue Star Membrane Technology que tenga una superficie activa superior.

De acuerdo con el trabajo de Conidi et al., 2014, las condiciones de operación óptimas para la recuperación de los compuestos fenólicos son las siguientes:

- Temperatura: 24°C ± 2°C
- Presión transmembrana (TMP): 0,31 bar
- Factor de reducción de volumen (FRV): 5,67
- Caudal de alimentación al módulo: 556 L/h

Con el modelo de membrana escogido y las condiciones de operación impuestas, se han obtenido los siguientes resultados experimentales:

- Densidad de flujo de permeado: 19 – 10 kg/m²·h (a partir de FRV=3 se alcanza un valor estacionario de 10 kg/m²·h)
- Retención de sólidos en suspensión: 100%

Limpieza:

Después del tratamiento, la membrana se enjuaga con agua de red durante 20 min a 25°C. A continuación, se llevan a cabo dos limpiezas con disoluciones alcalinas y enzimáticas, respectivamente, durante 60 minutos a 40°C. La limpieza alcalina se realiza con una disolución de NaOH 0,1% (p/v) y permite la recuperación del 65% de la permeabilidad al agua inicial.

La limpieza enzimática con el producto Ultrasil 50 1% (p/v) (Henkel, Dusseldorf, Alemania) permite recuperar aproximadamente el 88% de la permeabilidad al agua inicial de la membrana. Al acabar, las membranas vuelven a enjuagarse con agua de red durante 30 min a 25°C.

PRIMERA NANOFILTRACIÓN (NF)

En el caso de las dos etapas de NF, a nivel de laboratorio se utiliza una planta suministrada por Matrix Desalination Inc. (Florida, EE. UU.). El equipamiento consiste en un tanque de alimentación con una capacidad de 20 L, una carcasa para un módulo de membrana de arrollamiento en espiral de 2,4 x 21 pulgadas, una bomba de alta presión, dos manómetros (0-40 bar) para el control de las presiones de entrada y salida, una válvula de presión y una entrada de agua de red fría utilizada para mantener constante la temperatura de alimentación.

En la primera nanofiltración se utiliza un módulo de membrana de arrollamiento en espiral de polietersulfona (PES) NP030 suministrada por Microdyn-Nadir (Alemania), la cual tiene un umbral de corte molecular (MWCO) de 400 Da y una superficie de 1,8 m². Sus características se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10. Membrana utilizada en la primera nanofiltración en el trabajo de Conidi et al., 2014

Membrana NP030	
Material	Polietersulfona (PES)
Tipo de módulo	Arrollamiento en espiral
MWCO (Da)	400
Superficie activa (m²)	1,8
Rango pH	2-11
Temperatura máxima (°C)	50

De acuerdo con el trabajo de Conidi et al., 2014, las condiciones de operación óptimas para la recuperación de los compuestos fenólicos son las siguientes:

Condiciones de operación óptimas:

- Temperatura: 25°C ± 2°C
- Presión transmembrana (TMP): 8 bar
- Factor de reducción de volumen (FRV): 5
- Caudal de alimentación al módulo: 400 L/h

Con el modelo de membrana escogido y las condiciones de operación impuestas, se han obtenido los siguientes resultados experimentales:

- Densidad de flujo de permeado: 8 – 5 kg/m²·h
- Rechazo de polifenoles: 82 – 96%
- Rechazo de azúcares: 12%
- Índice de ensuciamiento: 41%

Limpieza:

Después del tratamiento la membrana se enjuaga con agua de red durante 20 min a 25°C. A continuación, se lleva a cabo una limpieza enzimática con el producto Ultrasil 50 1% (p/v) (Henkel, Dusseldorf, Alemania) durante 60 minutos a 40°C.

Al acabar, las membranas vuelven a enjuagarse con agua de red durante 30 min a 25°C.

SEGUNDA NANOFILTRACIÓN

Como se ha indicado anteriormente, en el caso de las etapas de NF, a nivel de laboratorio se utiliza una planta suministrada por Matrix Desalination Inc. (Florida, EE. UU.). En la segunda nanofiltración se utiliza un módulo de membrana de arrollamiento en espiral de poliamida aromática reticulada (PA) Desal DL suministrada por GE Water & Process Technologies (EE. UU.), la cual tiene un umbral de corte molecular (MWCO) entre 150 y 300 Da y una superficie de 2,5 m². Sus características se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11. Membrana utilizada en la segunda nanofiltración en el trabajo de Conidi et al., 2014

Membrana Desal DL	
Material	Poliamida aromática reticulada
Tipo de módulo	Arrollamiento en espiral
MWCO (Da)	150 – 300
Superficie activa (m²)	2,5
Rango pH	2 – 11
Temperatura máxima (°C)	50

De acuerdo con el trabajo de Conidi et al., 2014, las condiciones de operación óptimas para la recuperación de los compuestos fenólicos son las siguientes:

Condiciones de operación óptimas:

- Temperatura: 25°C ± 2°C
- Presión transmembrana (TMP): 8 bar
- Factor de reducción de volumen (FRV): 5
- Caudal de alimentación al módulo: 300 L/h

Con el modelo de membrana escogido y las condiciones de operación impuestas, se han obtenido los siguientes resultados experimentales:

- Densidad de flujo de permeado: 21 – 18 kg/m²·h
- Rechazo de azúcares: 100%
- Índice de ensuciamiento: 1,7%

Limpieza:

Después del tratamiento la membrana se enjuaga con agua de red durante 20 min a 25°C. A continuación, se lleva a cabo una la limpieza enzimática con el producto Ultrasil 50 1% (p/v) (Henkel, Dusseldorf, Alemania) durante 60 minutos a 40°C.

Esta limpieza permite la recuperación del 100% de la permeabilidad al agua inicial. Al acabar, las membranas vuelven a enjuagarse con agua de red durante 30 min a 25°C.

4.3. Diseño de equipos

A continuación, se lleva a cabo el dimensionado de los equipos necesarios para la recuperación de compuestos fenólicos de las aguas residuales obtenidas en el envasado de alcachofas.

Además de elegir las membranas necesarias, también se elegirán los equipos de bombeo adecuados para cada etapa, se dimensionarán las tuberías en función del caudal a tratar y la velocidad de flujo y los depósitos necesarios para almacenar cada uno de los productos obtenidos.

Como se ha comentado anteriormente, se va a tratar un caudal de 3.000 m³/año, es decir 50.000 kg/día, teniendo en cuenta la densidad del agua residual y las horas que trabaja la planta para tratar el agua residual.

4.3.1. Diseño de la etapa de ultrafiltración (UF)

Se ha considerado que la etapa de UF opera en discontinuo, por lo tanto, diariamente se cargará el depósito de alimentación con 50 m³ de agua residual. El permeado se retirará de modo continuo, mientras que el rechazo se recirculará. Una vez terminado el tratamiento, el rechazo acumulado se llevará a un depósito y se realizará la limpieza de la instalación. Como se ha comentado, se ha considerado que la planta opera durante 8h diarias, lo que incluye la limpieza, la cual tiene una duración de 2 horas y 50 min. Por tanto, la duración de tratamiento mediante ultrafiltración es de 5h y 10 min (5,17 h).

La membrana seleccionada por el artículo de referencia cuenta con una superficie activa de 1,2 m², por lo que no se puede utilizar a nivel industrial debido a su reducida área. Por eso se ha buscado una membrana en el catálogo comercial del fabricante con las mismas características, pero con mayor superficie activa.

Al no encontrar ninguna del mismo material en la casa comercial China Blue Star Membrane Technology se ha seleccionado una membrana de polisulfona del catálogo comercial de Koch Membrane Systems (EE. UU.) de fibra hueca y de características análogas a las de la membrana de UF del trabajo de Conidi et al., 2014. La Tabla 12 muestra las características del módulo comercial correspondiente a la membrana seleccionada.

Tabla 12. Membrana comercial seleccionada para la ultrafiltración (Koch Membrane Systems, EE. UU.)

Membrana ROMICON® PM50	
Material	Polisulfona
Tipo de módulo	Fibra hueca
MWCO (kDa)	50
Superficie activa (m²)	9
Rango pH	1,5 – 13
Temperatura máxima (°C)	60

En el Anexo I se muestran los cálculos del área total de la instalación de membranas de UF para procesar el caudal de agua residual durante un tiempo de tratamiento aproximado de 5,17 horas diarias. El resultado es de 797,06 m². Teniendo en cuenta el área de las membranas comerciales se van a colocar 90 membranas dispuestas en paralelo para tratar la corriente de alimentación. Con ello, el tiempo de tratamiento resulta de 5,08 horas diarias.

En la Tabla 13 se resumen las características principales de la etapa de ultrafiltración y los caudales obtenidos a partir de 50 m³ de agua residual.

Tabla 13. Características de la etapa de ultrafiltración

Membrana ROMICON® PM50	
Caudal de alimentación (kg/día)	50.000,00
Caudal de permeado (kg/día)	41.181,66
Caudal de rechazo (kg/día)	8.818,34
Número de módulos	90
Tiempo de operación (h)	5,08
Tiempo de limpieza (h)	2,50

Las concentraciones de los compuestos fenólicos y los azúcares en las corrientes de rechazo y permeado resultantes después de la etapa de UF se han calculado en el Anexo II y se muestran en la Tabla 14.

Tabla 14. Concentraciones de la etapa de UF

Parámetros	Alimento	Rechazo	Permeado
Glucosa (mg/L)	960 ± 1	980,2	955,67
Fructosa (mg/L)	837 ± 1,07	854,6	833,23
Sacarosa (mg/L)	1.050 ± 0,41	1.072,1	1.045,27
Ácido clorogénico (mg/L)	251 ± 2,64	256,3	249,87
Cinarina (mg/L)	164,7 ± 1,41	168,2	163,96
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	101 ± 2	103,1	100,54

Finalmente, como se especifica en el Anexo I, tomando una velocidad tangencial igual a 1,5 m/s, valor que se recomienda para los módulos de membrana de fibra hueca seleccionados, se requiere un caudal de alimentación a cada una de las 90 membranas igual a 12.239,01 kg/h.

La Ilustración 36, que se encuentra en el Anexo III, corresponde al esquema de la etapa de ultrafiltración, en la cual se puede observar todos los elementos necesarios: los tubos de presión que se van a instalar, los tramos de tuberías y accesorios de estas, las bombas, las válvulas y la instrumentación de medida.

Como se ha indicado anteriormente, la etapa de ultrafiltración opera en discontinuo retirando el permeado de modo continuo y recirculando el rechazo, por lo tanto, el depósito de alimentación D1 se carga con 50.000 kg al día con el agua residual.

A continuación empieza el tratamiento de dicha agua residual abriendo la válvula V1 y cerrando la válvula V2. La corriente de alimentación pasa por el filtro F1 donde se reducen significativamente los sólidos en suspensión de esta corriente y, seguidamente, es impulsada por la bomba B1 para aportar la presión necesaria y por las bombas B2, B3 y B4 para aportar la pérdida de carga de las membranas y el caudal de alimentación requerido para alcanzar la velocidad tangencial adecuada en cada una de las membranas. Una vez actúan las membranas se producen dos corrientes, una corresponde al permeado y otra al rechazo.

El permeado, que será el alimento de la siguiente etapa, se recoge en el depósito D2 y, por lo tanto, las válvulas V4 y V5 están cerradas y la válvula V3 está abierta. Por otra parte, el 20% del rechazo se recircula al depósito D1 cerrando las válvulas V5, V6, V7, V9 y V13 y abriendo la válvula de regulación V12; mientras que el 80% restante se recircula a la entrada de las bombas B2, B3 y B4. Esta configuración se ha seleccionado siguiendo las recomendaciones de la bibliografía (Cheryan, 1998).

Tras finalizar el tratamiento del agua residual, el rechazo recirculado que se encuentra en el depósito D1 se vierte en el depósito D6 y, para ello, se cierra la válvula V1 y se abre la válvula V2.

Limpieza

Una vez procesada el agua residual tiene lugar la etapa de limpieza de las membranas, la cual cuenta con cuatro pasos: en primer lugar se enjuagan con agua de red durante 15 min a 25°C, a continuación se lleva a cabo una limpieza alcalina utilizando una disolución de NaOH 0,1% (p/v) durante 60 minutos a 40°C, posteriormente se realiza una limpieza enzimática utilizando el producto Ultrasil 53 1% (p/v) durante 60 minutos a 40°C y, finalmente, se vuelven a enjuagar con agua de red durante 15 min a 25°C.

En la industria, en la mayoría de los casos, los tiempos de aclarado son de 15 minutos y, por lo tanto, se ha considerado este tiempo para la etapa de UF (Cheryan, 1998).

Las dos etapas de aclarado con agua de red se llevan a cabo de la misma forma. En primer lugar se abre la válvula V14 para llenar el depósito de alimentación D1 y se hace circular el agua a través de las membranas siguiendo el mismo recorrido que cuando se trata el agua residual. El agua de red para los enjuagues no se recircula, por lo que las válvulas V2, V3, V5, V7, V9, V12 y V13 permanecen cerradas. El rechazo del agua de aclarado se almacena en los depósitos D4 y D5 abriendo la válvula V6 y el permeado de agua de aclarado se almacena en el depósito D3 abriendo la válvula V4. El contenido de

estos depósitos se traslada posteriormente a una etapa de tratamiento de residuos (no diseñada en el presente proyecto).

Las limpiezas alcalina y enzimática operan con recirculación. En primer lugar se realiza la limpieza alcalina y, para ello, se abren las válvulas V8 y V11 para que la bomba B5 impulse la disolución desde el depósito D7 hasta el depósito de alimentación D1 con el volumen correspondiente. A continuación se cierra V2 y V11, se abre V1 y empieza la circulación de la disolución a través de las membranas del mismo modo que se trata el agua residual. El rechazo y el permeado de la disolución de limpieza se recircula hasta el depósito de alimentación D1 por lo que las válvulas V2, V3, V4, V6, V7, V9 y V12 permanecen cerradas y se abren las válvulas V1, V5 y V13.

Una vez la circulación de la disolución de limpieza opera durante el tiempo necesario se devuelve al depósito D7 y, para ello, las válvulas V2, V3, V4, V6, V9, V12 y V13 están cerradas mientras que la válvula V7 permanece abierta hasta recoger la disolución de ambas corrientes.

Posteriormente se realiza la limpieza enzimática con el mismo procedimiento que la limpieza alcalina: se abren las válvulas V9 y V10 para que la bomba B6 impulse la disolución desde el depósito D8 hasta el depósito de alimentación D1 con el volumen correspondiente. A continuación se cierra V2 y V11, se abre V1 y empieza la circulación de la disolución a través de las membranas del mismo modo que se trata el agua residual. El rechazo y el permeado de la disolución de limpieza se recircula hasta el depósito de alimentación D1 por lo que las válvulas V2, V3, V4, V6, V7, V9 y V12 permanecen cerradas y se abren las válvulas V1, V5 y V13.

Una vez la circulación de la disolución de limpieza opera durante el tiempo necesario se devuelve al depósito D8 y, para ello, las válvulas V2, V3, V4, V6, V7, V12 y V13 están cerradas mientras que la válvula V9 permanece abierta hasta recoger la disolución de ambas corrientes.

Las disoluciones de limpieza se reutilizan, no obstante, al finalizar cada proceso de limpieza de las membranas se debe reponer el volumen de disolución perdido durante esta. Las membranas recuperan prácticamente la permeabilidad inicial una vez realizado este procedimiento. (Conidi, Cassano, & Garcia Castello, 2014)

4.3.1.1. Dimensionado de las tuberías principales UF

El diseño de las tuberías depende del caudal que circula por ellas (Q) y de la velocidad tangencial necesaria a través de estas (v). La dependencia de estos dos parámetros se muestra en la ecuación (1), mediante la cual se determina el diámetro necesario para cada una de ellas (D):

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad (1)$$

La velocidad a través de tuberías de acero recomendada para fluidos con densidad similar a la del agua es de entre 0,8-3 m/s (McCabe, Smith, & Harriott, 1991), mientras que en los procesos de limpieza de instalaciones para que esta sea efectiva tiene que ser al menos de 1,5 m/s (McCabe, Smith, & Harriott, 1991). Por lo tanto, para el diseño de las tuberías se toma una velocidad de circulación igual a 1,5 m/s.

Las tuberías y los accesorios de acero inoxidable para soldar seleccionados para el presente proyecto son de la marca comercial Hastinik S.A. de la gama milimétrica. Las tuberías corresponden a tubos de acero inoxidable con soldadura.

Como está indicado en la Ilustración 37, que se encuentra en el Anexo III, la etapa de ultrafiltración cuenta con diferentes tramos de tubería, los cuales cuentan con un diámetro diferente de estas:

- El tramo 1 corresponde a la tubería común desde el depósito de alimentación hasta la unión con la recirculación. Por esta misma tubería también circula el agua de red para los aclarados y los dos productos de limpieza, por lo tanto también tendrán este diámetro las tuberías del agua de red y de los productos de limpieza. Además también contará con este diámetro la tubería desde el depósito de alimentación hasta el depósito de almacenamiento del rechazo
- El tramo 2 corresponde a la tubería donde se unen el caudal de alimentación y el caudal de la recirculación, el cual se divide entre 3 para alimentar cada una de las bombas B2, B3 y B4
- El tramo 3 corresponde a la tubería común a las entradas individuales de las 90 líneas de membranas situadas en paralelo
- El tramo 4 corresponde a cada una de las tuberías de alimentación a cada una de las 90 líneas en paralelo
- El tramo 5 corresponde a las tuberías individuales de salida del rechazo de cada una de las 90 líneas de membranas
- El tramo 6 corresponde a la tubería común a la salida de los rechazos de las 90 líneas de membranas, los cuales están divididos en 3 tuberías
- El tramo 7 corresponde a la tubería de unión de las salidas de los rechazos de las 90 líneas de membranas hasta el punto de recirculación
- El tramo 8 corresponde a las tuberías individuales de salida del permeado de cada una las 90 líneas de membranas
- El tramo 9 corresponde a la tubería común a la salida del permeado de las 90 líneas de membranas, el cual está dividido en 3 tuberías
- El tramo 10 corresponde a la tubería de unión de las salidas de los rechazos de las 90 líneas de membranas hasta los depósitos de almacenamiento del agua tratada y del agua de aclarado y la recirculación de los productos de limpieza
- El tramo 11 corresponde a la tubería de recirculación del rechazo hasta la unión de esta con el tramo 1 para formar el tramo 2
- El tramo 12 corresponde a la tubería de rechazo restante hasta el depósito de alimentación y hasta el depósito de almacenamiento del agua tratada y la recirculación de los productos de limpieza

El cálculo del diámetro de tubería para cada uno de estos tramos se muestra en el Anexo I. El resumen de los resultados obtenidos en el Anexo I de los diámetros nominales de las tuberías se encuentra en la Tabla 15.

Tabla 15. Dimensionado de las tuberías principales de la etapa de ultrafiltración

Tuberías UF	Diámetro interior (mm)	Diámetro nominal (mm)	Espesor (mm)	Longitud (m)	Velocidad real de circulación (m/s)
Tramo 1	231	206	2,0	28,0	1,93
Tramo 2	510	506	2,5	71,0	1,54
Tramo 3	294	256	2,0	71,3	2,01
Tramo 4	54	53	1,0	45,0	1,60
Tramo 5	54	53	1,0	45,0	1,59
Tramo 6	293	256	2,0	67,8	2,00
Tramo 7	508	506	2,5	74,5	1,53
Tramo 8	5	6	1,0	72,0	1,27
Tramo 9	25	25	0,8	67,8	1,63
Tramo 10	44	43	1,0	83,0	1,62
Tramo 11	454	456	3,0	8,5	1,51
Tramo 12	227	206	2,0	15,5	1,86

Accesorios de acero inoxidable para soldar

A continuación, se seleccionan los accesorios de acero inoxidable para soldar como son los codos de 90°, las uniones en T y las reducciones, tal y como se muestra en la Tabla 16.

Tabla 16. Selección codos de 90° y uniones en T de la primera nanofiltración

Tuberías UF	Diámetro nominal (mm)	Número de codos	Número de uniones en T
Tramo 1	206	7	4
Tramo 2	506	2	1
Tramo 3	256	6	84
Tramo 4	53	-	-
Tramo 5	53	6	84
Tramo 6	256	2	1
Tramo 7	506	1	2
Tramo 8	6	96	84
Tramo 9	25	2	1
Tramo 10	43	1	4
Tramo 11	456	1	-
Tramo 12	206	3	4

4.3.1.2. Dimensionado de la instalación de bombeo UF

Como se ha concluido con anterioridad y como se puede observar en la Ilustración 36, ubicada en el Anexo III, la configuración más adecuada para esta etapa es la recirculación cerrada en la que son

necesarias seis bombas diferentes: la bomba B1 aporta el aumento de presión necesaria y permite la circulación por todo el sistema del alimento; y las bomba B2, B3 y B4 que deben aportar una presión igual a la caída de presión que existe en el interior del módulo de membrana, además de aportar la velocidad tangencial adecuada para el funcionamiento óptimo de las membranas.

Adicionalmente, esta etapa cuenta con dos bombas B5 y B6 que bombean las disoluciones de limpieza alcalina y enzimática, respectivamente, desde sus depósitos hasta el depósito de alimentación.

La selección de la bomba dependerá del caudal a impulsar y de la altura H_B que sea necesaria, esta última se puede calcular utilizando la ecuación de Bernoulli (2):

$$\frac{P_A}{\rho \cdot g} + z_A + \frac{v_A^2}{2 \cdot g} + H_B = \frac{P_I}{\rho \cdot g} + z_I + \frac{v_I^2}{2 \cdot g} + h_{perd} \quad (2)$$

Siendo:

- P_x : presión en los puntos de aspiración (A) e impulsión (I)
- ρ : densidad del fluido
- z_x : nivel de los puntos de aspiración (A) e impulsión (I)
- v_x : velocidad del fluido en los puntos de aspiración (A) e impulsión (I)
- H_B : altura que debe proporcionar la bomba
- h_{perd} : total de pérdidas de carga en las tuberías de la instalación
- g : aceleración de la gravedad

La ecuación (2) se puede simplificar debido a que se trabaja con unas velocidades muy bajas y los términos cinéticos se pueden despreciar. Simplificando y agrupando las presiones queda la ecuación (3):

$$H_B = \frac{P_I - P_A}{\rho \cdot g} + z_I - z_A + h_{perd} \quad (3)$$

El total de pérdidas de carga en las tuberías de la instalación hace referencia a las pérdidas primarias que se deben a la fricción entre el fluido y la tubería y a las pérdidas secundarias que son las que producen las válvulas, las uniones en T y los codos.

Los cálculos necesarios para obtener la altura que debe proporcionar cada una de las bombas se encuentran en el Anexo I, incluyendo los resultados obtenidos respecto a las pérdidas primarias y secundarias.

- **Bomba B1: impulsión del agua residual**

La bomba B1 se emplea para aportar la presión necesaria para impulsar tanto el caudal de agua residual como el agua de aclarado y las disoluciones de limpieza desde el depósito de alimentación D1.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 7,24 metros y el caudal que debe impulsar es de $Q_{Rec} = 0,063 \text{ m}^3/\text{s} = 226,78 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN-CHs 150-250 de la casa comercial KSB, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 17.

Tabla 17. Características de la bomba B1 de la etapa de UF

Bomba CPKN-CHs 150-250	
Caudal (m³/h)	227
Altura máxima (m)	7,7
Velocidad (rpm)	1160
Potencia (kW)	6,4

- **Bombas B2, B3 y B4: bomba de recirculación y aportación pérdida de carga membranas**

Las bombas B2, B3 y B4 se emplean para aportar la pérdida de carga de las membranas y bombear el caudal de alimentación requerido para la circulación por todo el sistema, tanto de agua residual como de agua de aclarado y de las disoluciones de limpieza, aportando la velocidad tangencial adecuada para el funcionamiento óptimo de las membranas.

En el Anexo I se muestra que para estas bombas la altura obtenida es igual a 34,27 y el caudal que debe impulsar es de $Q'_A/3 = 0,102 \text{ m}^3/\text{s} = 367,17 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN-CHs 150-315 de la casa comercial KSB, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 18.

Tabla 18. Características de las bombas B2, B3 y B4 de la etapa de UF

Bomba CPKN-CHs 150-315	
Caudal (m³/h)	368
Altura máxima (m)	41
Velocidad (rpm)	1750
Potencia (kW)	54

- **Bomba B5: impulsión disolución limpieza alcalina**

La bomba B5 se emplea para impulsar la disolución de NaOH desde su depósito D7 hasta el depósito de alimentación D1 para llevar a cabo la limpieza alcalina.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 12,19 m y el caudal que debe impulsar es de $Q_L = 0,183 \text{ m}^3/\text{s} = 660 \text{ m}^3/\text{h}$.

- **Bomba B6: impulsión disolución limpieza enzimática**

La bomba B6 se emplea para impulsar el producto Ultrasil 53 desde su depósito D8 hasta el depósito de alimentación D1 para llevar a cabo la limpieza enzimática.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 12,19 m y el caudal que debe impulsar es de $Q_L = 0,183 \text{ m}^3/\text{s} = 660 \text{ m}^3/\text{h}$.

Por lo tanto, para las bombas B5 y B6 se adquiere la bomba centrífuga CPKN 200-250 de la casa comercial KSB, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 19.

Tabla 19. Características de las bombas B5 y B6 de la etapa de UF

Bomba CPKN 200-250	
Caudal (m³/h)	660
Altura máxima (m)	13,5
Velocidad (rpm)	1750
Potencia (kW)	30

4.3.1.3. Dimensionado de los depósitos UF

La etapa de ultrafiltración cuenta con siete depósitos de almacenamiento, como se puede observar en la Ilustración 36, ubicada en el Anexo III.

El depósito D1 es el depósito de alimentación donde se carga cada día el volumen de agua residual a tratar. Una vez tratada dicha agua, el permeado se almacena en el depósito D2 y el rechazo en el depósito D6.

El agua de aclarado que se utiliza como primer paso y último de la limpieza se almacena en los depósitos D3, D4 y D5, mientras que en los depósitos D7 y D8 se encuentra las disoluciones para las limpiezas alcalina y enzimática respectivamente.

Este dimensionado está basado en determinar el volumen que se almacena en cada uno de los depósitos, además de considerar un 20% de volumen adicional para evitar posibles desbordamientos.

Los depósitos considerados en el presente proyecto de menor tamaño, hasta 4.000 litros, son de la casa comercial Industrias Céspedes e Hijos S.L., la cual suministra cubas de acero inoxidable AISI 316. En cuanto a los depósitos de mayor volumen son de la casa comercial Trepovi, S.L., la cual suministra depósitos de todo tipo de PRFV.

Los cálculos necesarios para obtener las dimensiones de cada uno de los depósitos se recogen en el Anexo I y el resumen de los resultados se encuentra en la Tabla 20.

Tabla 20. Volumen depósitos etapa UF

Depósito	Volumen calculado (L)	Volumen adquirido (L)
D1	60.000	60.000
D2	49.418	50.000
D3	2.430	3.000
D4	328.023	175.000
D5		175.000
D6	10.582	12.000
D7	54.685	55.000
D8	54.685	55.000

4.3.1.4. Equipo de filtración

Como se ha descrito anteriormente, la etapa de ultrafiltración cuenta con un filtro F1 por donde pasa la corriente de alimentación, reduciéndose significativamente la DQO y los sólidos en suspensión de esta corriente.

Además, esta etapa cuenta con dos filtros F2 y F3 a la salida de los tanques D7 y D8 que contienen las disoluciones de limpieza puesto que al reutilizar estas disoluciones es conveniente filtrarlas para eliminar residuos que puedan contener producto de las limpiezas anteriores.

Teniendo en cuenta que el caudal de alimentación es $Q_{Rec} = 226,78 \text{ m}^3/\text{h}$ y el caudal de las dos disoluciones de limpieza es $Q_L = 660 \text{ m}^3/\text{h}$, se seleccionan tres filtros de la casa comercial Hidroglobal con las características que se muestran en la Tabla 21.

Tabla 21. Características de los filtros F1, F2 y F3 de la etapa de UF

Filtro SERIE SKS 4" GALAXY	
Caudal máximo (m³/h)	700
Grado filtración (µm)	20 - 400
Presión mínima (bar)	2,8
Presión máxima (bar)	10

4.3.2. Diseño de la primera etapa de nanofiltración (NF)

La primera etapa de nanofiltración opera en continuo, como se ha indicado anteriormente. En este caso se carga diariamente el depósito de alimentación con el permeado que se genera el día anterior en la etapa previa de tratamiento (ultrafiltración).

La membrana seleccionada por el artículo de referencia cuenta con una superficie activa de 1,8 m² por lo que no se puede utilizar a nivel industrial. Por eso se ha seleccionado la misma membrana de arrollamiento en espiral, pero con superficie activa de 32 m² del catálogo comercial, la cual cuenta con un espaciador de 31 mil de espesor (h). La Tabla 22 muestra las características del módulo comercial correspondiente a la membrana seleccionada.

Tabla 22. Membrana comercial seleccionada para la primera nanofiltración (Microdyn-Nadir, Alemania)

Membrana SPIRA-CEL® NP030 8040B	
Material	Polietersulfona (PES)
Tipo de módulo	Arrollamiento en espiral
MWCO (Da)	500 – 600
Superficie activa (m²)	32
Rango pH	3 – 14
Temperatura máxima (°C)	80

La planta opera durante un tiempo de 8h incluyendo la limpieza, la cual tiene una duración de 1 hora y 50 min. Por tanto, la duración de tratamiento mediante la primera nanofiltración es de 6 horas y 10 min (6,17 h). En el Anexo I se muestran los cálculos para determinar el área total de la instalación de

membranas de NF para procesar el caudal de alimentación durante el tiempo de tratamiento aproximado de 6,17 horas diarias, el cual es de 821,92 m². Por lo tanto, sería necesario colocar 26 módulos para tratar la corriente de alimentación. De este modo el tiempo de tratamiento resulta ser de 6.09 horas (ver cálculos en el Anexo I).

En la Tabla 23 se muestran las características principales de la primera etapa de nanofiltración.

Tabla 23. Características de la primera etapa de nanofiltración

Etapa Nanofiltración, SPIRA-CEL® NP030 8040B	
Caudal de alimentación (kg/día)	41.181,66
Caudal de permeado (kg/día)	32.945,33
Caudal de rechazo (kg/día)	8.236,33
Número de módulos	26
Tiempo de operación (h)	6,09
Tiempo de limpieza (h)	1,83

Las concentraciones de los compuestos fenólicos y los azúcares en las corrientes de rechazo y permeado resultantes después de la etapa de NF se han calculado en el Anexo II y se muestran en la Tabla 24.

Tabla 24. Concentraciones de la etapa de NF1

Parámetros	Alimento	Rechazo	Permeado
Glucosa (mg/L)	955,67	1.197,20	895,29
Fructosa (mg/L)	833,23	1.043,81	780,58
Sacarosa (mg/L)	1.045,27	1.309,44	979,23
Ácido clorogénico (mg/L)	249,87	1.171,45	19,47
Cinarina (mg/L)	163,96	768,68	12,78
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	100,54	471,38	7,84

Como se determina en el Anexo I, tomando una velocidad tangencial de entrada a los tubos de presión igual a 0,14 m/s, valor que se recomienda para los módulos de membrana de arrollamiento en espiral (Radu, van Steen, Vrouwenvelder, van Loosdrecht, & Picioreanu, 2014), se deben situar dos tubos de presión en paralelo de modo que el caudal de alimentación a de cada uno de los tubos de presión es igual a 20.590,83 kg/día.

En el Anexo se explica detalladamente la forma de disponer los tubos de presión en esta primera NF, así como el número de membranas dentro de cada tubo de presión. Se ha considerado un proceso con dos etapas con una configuración piramidal. La primera etapa cuenta 2 tubos de presión en paralelo con 9 membranas de nanofiltración en el interior de cada uno de ellos y la segunda etapa con 1 tubo de presión con 8 membranas de nanofiltración en su interior.

Por lo tanto, el esquema de la configuración piramidal en la primera nanofiltración será el representado en la Ilustración 23.

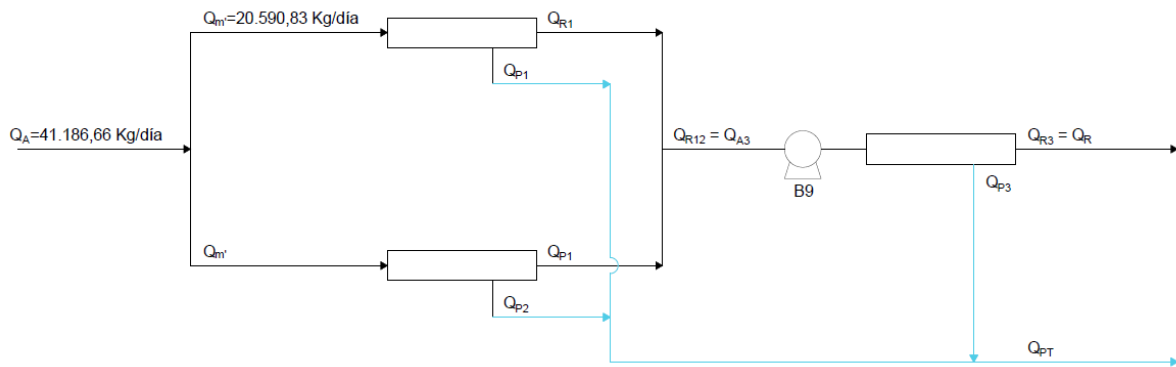


Ilustración 23. Esquema de la configuración piramidal correspondiente a la primera nanofiltración

La Ilustración 38, que se encuentra en el Anexo III, corresponde al esquema de la primera nanofiltración, en la cual se puede observar todos los elementos necesarios: los tubos de presión que se van a instalar, los tramos de tuberías y accesorios de estas, las bombas, las válvulas y la instrumentación de medida.

Como se ha indicado anteriormente la primera etapa de nanofiltración opera en continuo, por lo tanto, cada día se carga en el depósito de alimentación D9 con 41.181,66 kg al día de agua residual, correspondiente al permeado de la etapa de ultrafiltración.

A continuación empieza el tratamiento de dicha agua residual abriendo la válvula V16 y siendo ésta impulsada por la bomba B8 hasta alimentar los dos tubos de presión de la primera etapa de la nanofiltración. Una vez las membranas han actuado se producen cuatro corrientes: dos corrientes con el rechazo que se unen y alimentan el tubo de presión de la segunda etapa; y dos corrientes con el permeado.

De la segunda etapa de nanofiltración se producen dos corrientes: una de rechazo que se recoge en el depósito D12, por lo tanto las válvulas V20 está abierta mientras que las válvulas V19, V21, V23 y V24 están cerradas; y una de permeado que se junta con las dos corrientes de permeado resultante de la primera etapa y que se recoge en el depósito D10, por lo tanto, la válvula V17 está abierta mientras que las válvulas V18 y V19 están cerradas.

Limpieza

Una vez procesada el agua residual tiene lugar el proceso de limpieza de las membranas, la cual cuenta con tres pasos: en primer lugar se enjuagan con agua de red durante 20 min a 25°C, a continuación se lleva a cabo una limpieza enzimática utilizando el producto Ultrasil 53 1% (p/v) durante 60 minutos a 40°C y, finalmente, se vuelven a enjuagar con agua de red durante 30 min a 25°C.

Las dos etapas de aclarado con agua de red se llevan a cabo de la misma forma, en primer lugar se abre la válvula V22 para llenar el depósito de alimentación D9 y se hace circular el agua a través de las membranas siguiendo el mismo recorrido que cuando se trata el agua residual. El agua de red para los enjuagues no se recircula por lo que las válvulas V17, V19, V20, V24 y V25 permanecen cerradas, el rechazo del agua de aclarado se almacena en el depósito D13 abriendo la válvula V21 y el permeado de agua de aclarado se almacena en el depósito D11 abriendo la válvula V18. El contenido de estos

depósitos se traslada posteriormente a una etapa de tratamiento de residuos (no diseñada en el presente proyecto).

La etapa de limpieza enzimática opera con recirculación, para ello se abren las válvulas V25 y V26 para que la bomba B8 impulse la disolución desde el depósito D14 hasta el depósito de alimentación D9 con el volumen correspondiente. A continuación se cierra V26, se abre V16 y empieza la circulación de la disolución a través de las membranas del mismo modo que se trata el agua residual. El rechazo y el permeado de la disolución de limpieza se recircula hasta el depósito de alimentación D9 por lo que las válvulas V17, V18, V20, V21 y V24 permanecen cerradas y se abren las válvulas V19 y V23.

Una vez la circulación de la disolución de limpieza opera durante el tiempo necesario se devuelve al depósito D14 y, para ello, las válvulas V17, V18, V20, V21 y V25 están cerradas mientras que la válvula V24 permanece abierta hasta recoger la disolución de ambas corrientes.

Al finalizar cada proceso de limpieza de las membranas se debe reponer el volumen de disolución perdido durante esta. Las membranas recuperan prácticamente la permeabilidad inicial una vez realizado este procedimiento (Conidi, Cassano, & Garcia Castello, 2014).

4.3.2.1. Dimensionado de las tuberías principales primera NF

El dimensionado de las tuberías principales de la primera nanofiltración se realiza como el dimensionado de estas en la etapa anterior de ultrafiltración.

Como está indicado en la Ilustración 39, que se encuentra en el Anexo III, la primera nanofiltración cuenta con diferentes tramos de tubería, los cuales cuentan con un diámetro diferente de estas:

- El tramo 13 corresponde a la tubería común a las entradas individuales a los dos tubos de presión. Por esta misma tubería también circula el agua de red para los enjuagues y el producto Ultrasil 53 para la limpieza enzimática, por lo tanto, también tendrán este diámetro las tuberías del agua de red y del producto Ultrasil 53 hasta el depósito de alimentación.
- El tramo 14 corresponde a cada una de las tuberías de alimentación a cada uno de los tubos de presión
- El tramo 15 corresponde a las tuberías individuales de salida del rechazo de cada uno de los tubos de presión de la primera etapa
- El tramo 16 corresponde a la tubería común a las dos salidas del rechazo de la primera etapa y de entrada al tubo de presión de la segunda etapa
- El tramo 17 corresponde a las tuberías individuales de salida del permeado de cada uno de los tubos de presión de la primera etapa
- El tramo 18 corresponde a la tubería común a las dos salidas del permeado de la primera etapa
- El tramo 19 corresponde a la tubería de salida del rechazo de la segunda etapa hasta los depósitos de almacenamiento del agua tratada y del agua de aclarado y la recirculación del producto de limpieza
- El tramo 20 corresponde a la tubería de salida del permeado de la segunda etapa
- El tramo 21 corresponde a la tubería común del permeado total hasta los depósitos de almacenamiento del agua tratada y del agua de aclarado y la recirculación del producto de limpieza

El resumen de los resultados obtenidos en el Anexo I de los diámetros nominales de las tuberías se encuentra en la Tabla 25.

Tabla 25. Dimensionado tuberías principales primera nanofiltración

Tuberías NF1	Diámetro interior (mm)	Diámetro nominal (mm)	Espesor (mm)	Longitud (m)	Velocidad real de circulación (m/s)
Tramo 13	40	38	0,8	12,8	1,73
Tramo 14	28	28	0,8	1,0	1,62
Tramo 15	19	18	0,8	1,5	1,80
Tramo 16	27	25	0,8	2,0	1,82
Tramo 17	21	20	0,8	1,0	1,80
Tramo 18	30	30	0,8	2,8	1,55
Tramo 19	18	18	0,8	13,2	1,62
Tramo 20	20	20	0,8	1,2	1,60
Tramo 21	36	35	0,8	8,7	1,64

Accesorios de acero inoxidable para soldar

A continuación se seleccionan los accesorios de acero inoxidable para soldar como son los codos de 90°, las uniones en T y las reducciones, tal y como se muestra en la Tabla 26.

Tabla 26. Selección codos de 90° y uniones en T de la primera nanofiltración

Tuberías NF1	Diámetro nominal (mm)	Número de codos	Número de uniones en T
Tramo 13	38	8	1
Tramo 14	28	-	-
Tramo 15	18	2	-
Tramo 16	25	-	1
Tramo 17	20	3	1
Tramo 18	30	1	1
Tramo 19	18	3	4
Tramo 20	20	-	-
Tramo 21	35	1	2

4.3.2.2. Dimensionado de la instalación de bombeo NF1

Como se muestra en la Ilustración 38, ubicada en el Anexo III, la primera nanofiltración cuenta con cuatro bombas: la bomba B7 que se encarga de impulsar el permeado correspondiente a la etapa anterior de UF desde el depósito D2 hasta el depósito de alimentación D9, la bomba B8 de impulsión del alimento hasta los tubos de presión, la bomba B9 de alimento del último tubo de presión y la

bomba B10 que se encarga de bombear la disolución de limpieza desde el depósito D14 hasta el depósito de alimentación D8.

El dimensionado de las bombas de la primera nanofiltración se realiza como en la etapa anterior de ultrafiltración, por lo que su selección también dependerá del caudal a impulsar y de la altura H_B necesaria calculada con la ecuación de Bernoulli.

Los cálculos necesarios para obtener la altura que debe proporcionar cada una de las bombas se encuentran en el Anexo I, incluyendo los resultados obtenidos respecto a las pérdidas primarias y secundarias.

- **Bomba B7: Impulsión permeado UF**

La bomba B7 se encarga de impulsar el permeado correspondiente a la etapa anterior de UF desde el depósito D2 hasta el depósito de alimentación D9 para ser tratado.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 10,19 metros y el caudal que debe impulsar es de $Q_A = 1,88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 6,76 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN-CHs 32-160 de la casa comercial KSB, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 27.

Tabla 27. Características de la bomba B7 de la primera etapa de NF

Bomba CPKN-CHs 32-160	
Caudal (m³/h)	6,8
Altura máxima (m)	13,45
Velocidad (rpm)	1750
Potencia (kW)	0,58

- **Bomba B8: Impulsión del agua residual**

La bomba B8 se encarga de bombear tanto el agua residual como el agua de aclarado y la disolución de limpieza desde el depósito de alimentación D9, permitiendo la circulación por los dos primeros tubos de presión del sistema de membranas.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 152,55 metros y el caudal que debe impulsar es de $Q_A = 1,88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 6,76 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN-CHs 40-315 de la casa comercial KSB, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 28.

Tabla 28. Características de la bomba B8 de la primera etapa de NF

Bomba CPKN-CHs 40-315	
Caudal (m³/h)	6,76
Altura máxima (m)	160
Velocidad (rpm)	3500
Potencia (kW)	21,8

- **Bomba B9: Impulsión del agua residual al último tubo de presión**

La bomba B9 es la encargada de impulsar el rechazo de los dos primeros tubos de presión alimentando el último tubo de presión, aumentando así la presión hasta la necesaria para las membranas de este tubo.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 142,71 metros y el caudal que debe impulsar es de $Q_{A3} = 8,38 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} = 3,02 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN-CHs 40-315 de la casa comercial KSB, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 29.

Tabla 29. Características de la bomba B9 de la primera etapa de NF

Bomba CPKN-CHs 40-315	
Caudal (m³/h)	3,02
Altura máxima (m)	160
Velocidad (rpm)	3500
Potencia (kW)	20,5

- **Bomba B10: Impulsión disolución limpieza enzimática**

La bomba B10 se emplea para impulsar el producto Ultrasil 53 desde su depósito D14 hasta el depósito de alimentación D9 para llevar a cabo la limpieza enzimática.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 12,19 metros y el caudal que debe impulsar es de $Q_L = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 9 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN-CHs 32-160 de la casa comercial KSB, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 30.

Tabla 30. Características de la bomba B10 de la primera etapa de NF

Bomba CPKN-CHs 32-160	
Caudal (m³/h)	9
Altura máxima (m)	12,5
Velocidad (rpm)	1750
Potencia (kW)	0,65

4.3.2.3. Dimensionado de los depósitos NF1

La primera nanofiltración cuenta con seis depósitos de almacenamiento, como se puede observar en la Ilustración 38, ubicada en el Anexo III.

El depósito D9 es el depósito de alimentación donde se carga cada día el volumen de permeado producido en la etapa anterior de ultrafiltración. El permeado de esta etapa se recoge en el depósito D10 y el rechazo en el depósito D12.

El agua de aclarado que se utiliza como primer paso y último de la limpieza se almacena en los depósitos D11 y D13, mientras que en el depósito D14 se encuentra la disolución para la limpieza enzimática.

Este dimensionado está basado en determinar el volumen que se almacena en cada uno de los depósitos, además de considerar un 20% de volumen adicional para evitar posibles desbordamientos.

Los depósitos considerados en el presente proyecto de menor tamaño, hasta 4.000 litros, son de la casa comercial Industrias Céspedes e Hijos S.L., la cual suministra cubas de acero inoxidable AISI 316. En cuanto a los depósitos de mayor volumen son de la casa comercial Trepovi, S.L., la cual suministra depósitos de todo tipo de PRFV.

Los cálculos necesarios para obtener las dimensiones de cada uno de los en el Anexo I y el resumen de los resultados se encuentra en la Tabla 31.

Tabla 31. Volumen depósitos etapa NF1

Depósito	Volumen calculado (L)	Volumen adquirido (L)
D9	49.418	50.000
D10	39.534	40.000
D11	3.245	4.000
D12	9.884	10.000
D13	811	1.000
D14	697	750

4.3.2.4. Equipo de filtración

La primera etapa de nanofiltración cuenta con un filtro F4 a la salida del tanque D14 donde está contenida la disolución de limpieza enzimática puesto que al reutilizar esta disolución es conveniente filtrarla para eliminar residuos que puedan contener producto de las limpiezas anteriores.

Teniendo en cuenta que el caudal de la disolución de limpieza es $Q_L = 9 \text{ m}^3/\text{h}$, se selecciona el filtro de la casa comercial Hidroglobal con las características que se muestran en la Tabla 32.

Tabla 32. Características del filtro F4 de la primera etapa de NF

Filtro SERIE SKS COMPACT 2"	
Caudal máximo (m ³ /h)	20
Grado filtración (µm)	20 - 400
Presión mínima (bar)	1,5
Presión máxima (bar)	10

4.3.3. Diseño de la segunda etapa de nanofiltración (NF)

La segunda etapa de nanofiltración también opera en continuo, como se ha indicado anteriormente; se conectan los dos procesos llevando directamente el permeado de la primera NF a la segunda.

La membrana seleccionada por el artículo de referencia cuenta con una superficie activa de 2,5 m² por lo que no se puede utilizar a nivel industrial. Por eso se ha seleccionado la misma membrana de arrollamiento en espiral, pero con superficie activa de 34 m² del catálogo comercial, la cual cuenta con un espaciador de 30 mil de espesor (h). La Tabla 33 muestra las características del módulo comercial correspondiente a la membrana seleccionada.

Tabla 33. Membrana comercial seleccionada para la segunda nanofiltración (GE Water & Process Technologies, EE. UU.)

Membrana Desal DL8040F30	
Material	Poliamida aromática reticulada
Tipo de módulo	Arrollamiento en espiral
MWCO (Da)	150 – 300
Superficie activa (m²)	34
Rango pH	3 – 9
Temperatura máxima (°C)	50

La planta opera durante un tiempo de 8h incluyendo la limpieza, la cual tiene una duración de 1 hora y 50 min. Por tanto, la duración de tratamiento mediante la segunda nanofiltración es de 6 horas y 10 min (6,17 h). En el Anexo I se muestran los cálculos para determinar el área total de la instalación de membranas de NF para procesar el caudal de alimentación durante el tiempo de tratamiento aproximado de 6,17 horas diarias, el cual es de 219,18 m². Por lo tanto, sería necesario emplear 7 módulos para tratar la corriente de alimentación. De este modo el tiempo de tratamiento resulta ser de 5,68 horas (ver cálculos en el Anexo I).

En la Tabla 34 se muestran las características principales la segunda etapa de nanofiltración.

Tabla 34. Características de la segunda etapa de nanofiltración

Etapas Nanofiltración, Desal DL8040F30	
Caudal de alimentación (kg/día)	32.945,33
Caudal de permeado (kg/día)	26.356,26
Caudal de rechazo (kg/día)	6.589,07
Número de módulos	7
Tiempo de operación (h)	5,68
Tiempo de limpieza (h)	1,83

Las concentraciones de los compuestos fenólicos y los azúcares en las corrientes de rechazo y permeado resultantes después de la etapa de UF se han calculado en el Anexo II y se muestran en la Tabla 35.

Tabla 35. Concentraciones de la etapa de NF2

Parámetros	Alimento	Rechazo	Permeado
Glucosa (mg/L)	895,29	4.476,47	-
Fructosa (mg/L)	780,58	3.902,92	-
Sacarosa (mg/L)	979,23	4.896,14	-
Ácido clorogénico (mg/L)	19,47	97,37	-
Cinarina (mg/L)	12,78	63,89	-
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	7,84	39,18	-

Como se especifica en el Anexo I, tomando una velocidad tangencial igual a 0,15 m/s, valor que se recomienda para los módulos de membrana de arrollamiento en espiral (Radu, van Steen, Vrouwenvelder, van Loosdrecht, & Picioreanu, 2014), se obtiene un caudal de alimentación igual a 32.945,33 kg/día.

Se ha considerado un proceso de operación en continuo. De acuerdo con los cálculos que se muestran en el Anexo I, es necesario colocar una única etapa con 1 tubo de presión con 7 módulos de nanofiltración en su interior.

Por lo tanto, el esquema de la configuración de la segunda nanofiltración será el representado en la Ilustración 24.

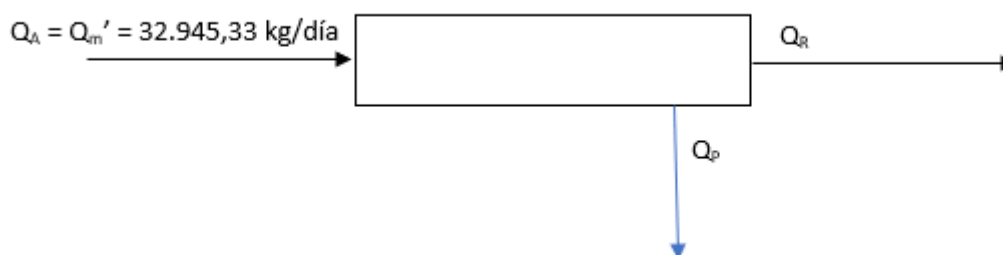


Ilustración 24. Esquema de la configuración piramidal correspondiente a la segunda nanofiltración

La Ilustración 40, que se encuentra en el Anexo III, corresponde al esquema de la segunda nanofiltración, en la cual se puede observar todos los elementos necesarios: los tubos de presión que se van a instalar, los tramos de tuberías y accesorios de estas, las bombas, las válvulas y la instrumentación de medida.

Como se ha indicado anteriormente la segunda etapa de nanofiltración opera en continuo. Cada día en esta se tratan 32.945,33 kg de agua residual, correspondiente al permeado de la primera nanofiltración.

Por lo tanto, el permeado de la primera nanofiltración sirve como alimento de la segunda y, como el tiempo de operación es diferente en estas dos etapas y, la segunda nanofiltración empieza más tarde, se va recogiendo el permeado de la NF1 en el tanque de permeado D10 y cuando empieza la NF2 se bombea desde ahí hasta el tubo de presión.

A continuación empieza el tratamiento de dicha agua residual abriendo la válvula V27 y siendo ésta impulsada por la bomba B11 hasta alimentar el tubo de presión. Una vez las membranas han actuado se producen dos corrientes: una de rechazo que se recoge en el depósito D17 y una de permeado que se recoge en el depósito D15. Por lo tanto, las válvulas V28 y V31 están abiertas mientras que las válvulas V29, V30, V32, V34 y V35 están cerradas.

Limpieza

Una vez procesada el agua residual tiene lugar el proceso de limpieza de las membranas, la cual es igual al proceso de la primera nanofiltración y cuenta con tres pasos: en primer lugar se enjuagan con agua de red durante 20 min a 25°C, a continuación se lleva a cabo una limpieza enzimática utilizando el producto Ultrasil 53 1% (p/v) durante 60 minutos a 40°C y, finalmente, se vuelven a enjuagar con agua de red durante 30 min a 25°C.

Las dos etapas de aclarado con agua de red se llevan a cabo de la misma forma, en primer lugar se abre la válvula V33 para llenar el depósito D10 y se hace circular el agua a través de las membranas siguiendo el mismo recorrido que cuando se trata el agua residual. El agua de red para los enjuagues no se recircula por lo que las válvulas V28, V30, V31, V34 y V35 permanecen cerradas, el rechazo del agua de aclarado se almacena en el depósito D18 abriendo la válvula V32 y el permeado de agua de aclarado se almacena en el depósito D16 abriendo la válvula V29. El contenido de estos depósitos se traslada posteriormente a una etapa de tratamiento de residuos (no diseñada en el presente proyecto).

La etapa de limpieza enzimática opera con recirculación, para ello se abre la válvula V36 y V37 para que la bomba B12 impulse la disolución desde el depósito D19 hasta el depósito D10 con el volumen correspondiente. A continuación se cierra V37, se abre V27 y empieza la circulación de la disolución a través de las membranas del mismo modo que se trata el agua residual. El rechazo y el permeado de la disolución de limpieza se recircula hasta el depósito D10 por lo que las válvulas V28, V29, V31, V32 y V35 permanecen cerradas y se abren las válvulas V30 y V34.

Una vez la circulación de la disolución de limpieza opera durante el tiempo necesario se devuelve al depósito D19 y, para ello, las válvulas V28, V29, V31, V32 y V34 están cerradas mientras que la válvula V35 permanece abierta hasta recoger la disolución de ambas corrientes.

Al finalizar cada proceso de limpieza de las membranas se debe reponer el volumen de disolución perdido durante esta. Las membranas recuperan prácticamente la permeabilidad inicial una vez realizado este procedimiento (Conidi, Cassano, & Garcia Castello, 2014).

4.3.3.1. Dimensionado de las tuberías principales segunda NF

El dimensionado de las tuberías principales de la segunda nanofiltración se realiza como el dimensionado de estas en las dos etapas anteriores de ultrafiltración y nanofiltración.

Como está indicado en la Ilustración 41, que se encuentra en el Anexo III, la segunda nanofiltración cuenta con diferentes tramos de tubería, los cuales cuentan con un diámetro diferente de estas:

- El tramo 22 corresponde a la tubería de entrada al tubo de presión. Por esta misma tubería también circula el agua de red para los enjuagues y el producto Ultrasil 53 para la limpieza

enzimática, por lo tanto, también tendrán este diámetro las tuberías del agua de red y del producto Ultrasil 53 hasta el depósito de alimentación.

- El tramo 23 corresponde a la tubería de salida del rechazo hasta los depósitos de almacenamiento del agua tratada y del agua de aclarado y la recirculación del producto de limpieza.
- El tramo 24 corresponde a la tubería común del permeado total hasta los depósitos de almacenamiento del agua tratada y del agua de aclarado y la recirculación del producto de limpieza.

El resumen de los resultados obtenidos en el Anexo I de los diámetros nominales de las tuberías se encuentra en la Tabla 36.

Tabla 36. Dimensionado tuberías principales segunda nanofiltración

Tuberías NF2	Diámetro interior (mm)	Diámetro nominal (mm)	Espesor (mm)	Longitud (m)	Velocidad real de circulación (m/s)
Tramo 22	37	35	0,8	11,3	1,75
Tramo 23	17	16	0,8	11,2	1,78
Tramo 24	33	33	0,8	10,5	1,58

Accesorios de acero inoxidable para soldar

A continuación se seleccionan los accesorios de acero inoxidable para soldar como son los codos de 90°, las uniones en T y las reducciones, tal y como se muestra en la Tabla 37.

Tabla 37. Selección codos de 90° y uniones en T de la segunda nanofiltración

Tuberías NF2	Diámetro nominal (mm)	Número de codos	Número de uniones en T
Tramo 22	35	6	1
Tramo 23	16	3	4
Tramo 24	33	2	2

4.3.3.2. Dimensionado de la instalación de bombeo NF2

Como se muestra en la Ilustración 40, ubicada en el Anexo III, la segunda nanofiltración cuenta con dos bombas: la bomba B11 de impulsión del permeado de la primera nanofiltración hasta el tubo de presión y la bomba B12 que se encarga de bombear la disolución de limpieza desde el depósito D19 hasta el depósito de D10.

El dimensionado de las bombas de la segunda nanofiltración se realiza como en las etapas anteriores, por lo que su selección también dependerá del caudal a impulsar y de la altura H_B necesaria calculada con la ecuación de Bernoulli.

Los cálculos necesarios para obtener la altura que debe proporcionar cada una de las bombas se encuentran en el Anexo I, incluyendo los resultados obtenidos respecto a las pérdidas primarias y secundarias.

- **Bomba B11: Impulsión del agua residual**

La bomba B11 se encarga de bombear tanto el agua residual como el agua de aclarado y la disolución de limpieza desde el depósito D10, permitiendo la circulación por todo el sistema de membranas.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 123,17 metros y el caudal que debe impulsar es de $Q_A = 1,61 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 5,8 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN 32-250 de la casa comercial KBS, la cual cuenta con las características que aparecen en la Tabla 38.

Tabla 38. Características de la bomba B11 de la segunda etapa de NF

Bomba CPKN 25-200	
Caudal (m ³ /h)	5,8
Altura máxima (m)	140
Velocidad (rpm)	3500
Potencia (kW)	13,7

- **Bomba B12: Impulsión disolución limpieza enzimática**

La bomba B12 se emplea para impulsar el producto Ultrasil 53 desde su depósito D19 hasta el depósito D10 para llevar a cabo la limpieza enzimática.

En el Anexo I se muestra que para esta bomba la altura obtenida es igual a 12,19 m y el caudal que debe impulsar es de $Q_L = 1 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 3,6 \text{ m}^3/\text{h}$. Por lo tanto, se adquiere la bomba centrífuga CPKN-CHs 25-160 de la casa comercial KBS, la cual cuenta con las características mostradas en la Tabla 39.

Tabla 39. Características de la bomba B12 de la segunda etapa de NF

Bomba CPKN-CHs 25-160	
Caudal (m ³ /h)	3,6
Altura máxima (m)	13,1
Velocidad (rpm)	1750
Potencia (kW)	0,43

4.3.3.3. Dimensionado de los depósitos NF2

La segunda nanofiltración cuenta con cinco depósitos de almacenamiento, como se puede observar en la Ilustración 40, ubicada en el Anexo III.

El depósito D10 es el depósito de alimentación donde se carga cada día el volumen de permeado producido en la etapa anterior de nanofiltración. Una vez realizada la segunda nanofiltración, el permeado se almacena en el depósito D15 y el rechazo en el depósito D17.

El agua de aclarado que se utiliza como primer paso y último de la limpieza se almacena en los depósitos D16 y D18, mientras que en el depósito D19 se encuentra la disolución para la limpieza enzimática.

Este dimensionado está basado en determinar el volumen que se almacena en cada uno de los depósitos, además de considerar un 20% de volumen adicional para evitar posibles desbordamientos.

Los depósitos considerados en el presente proyecto de menor tamaño, hasta 4.000 litros, son de la casa comercial Industrias Céspedes e Hijos S.L., la cual suministra cubas de acero inoxidable AISI 316. En cuanto a los depósitos de mayor volumen son de la casa comercial Trepovi, S.L., la cual suministra depósitos de todo tipo de PRFV.

Los cálculos necesarios para obtener las dimensiones de cada uno de los en el Anexo I y el resumen de los resultados se encuentra en la Tabla 40.

Tabla 40. Volumen depósitos etapa NF2

Depósito	Volumen calculado (L)	Volumen adquirido (L)
D15	31.628	40.000
D16	2.785	3.000
D17	7.907	8.000
D18	696	750
D19	216	300

4.3.3.4. Equipo de filtración

La segunda etapa de nanofiltración cuenta con un filtro F5 a la salida del tanque D19 donde está contenida la disolución de limpieza enzimática puesto que al reutilizar esta disolución es conveniente filtrarla para eliminar residuos que puedan contener producto de las limpiezas anteriores.

Teniendo en cuenta que el caudal de la disolución de limpieza es $Q_L = 3,6 \text{ m}^3/\text{h}$, se selecciona el filtro de la casa comercial Hidroglobal con las características que se muestran en la Tabla 41.

Tabla 41. Características del filtro F5 de la primera etapa de NF

Filtro SERIE SKS COMPACT 2"	
Caudal máximo (m ³ /h)	20
Grado filtración (µm)	20 - 400
Presión mínima (bar)	1,5
Presión máxima (bar)	10

4.3.4. Equipos auxiliares e instrumentación

En todas las etapas de la planta para la recuperación de compuestos fenólicos son necesarios equipos auxiliares e instrumentación.

En primer lugar, como se observa en cada uno de los esquemas de las diferentes etapas, son necesarias válvulas para el control de los caudales del agua residual, el agua para los enjuagues y las disoluciones

de limpieza. Las válvulas consideradas en el presente proyecto son de la casa comercial Klinger Saidi, concretamente, las válvulas de mariposa tipo wafler.

Por otro lado, se necesitan caudalímetros para comprobar el buen funcionamiento de la planta, tanto en la corriente de alimentación de las membranas después de las bombas de impulsión como en la salida individual de permeado. Asimismo, será necesario, en la etapa de ultrafiltración, la instalación de estos a la salida de la bomba de recirculación y en la tubería de recirculación del tanque. Los caudalímetros son de la casa comercial PCE Ibérica S.L., concretamente el modelo tubo venturi PCE-VR, el cual cuenta con modelos de hasta un máximo de 8.000 m³/h.

Además, será necesario la adquisición de tres intercambiadores de calor para alcanzar la temperatura adecuada en las limpiezas y mantener la temperatura a 25°C en los procesos de las membranas, así como sensores de temperatura para verificar el correcto funcionamiento. Para ello se seleccionan intercambiadores de calor de la casa comercial Alfa Laval y sensores de temperatura de la casa comercial Sensovant, en concreto el modelo EE220 que cuenta con una rango de medición desde -40 hasta +80°C.

Por último, también son necesarios los medidores de presión a la entrada de cada membrana o tubo de presión y a la salida individual de rechazo. Los manómetros seleccionados son de la casa comercial Instrumentos WIKA S.A.U., en concreto los de la serie 111.

5. ESTUDIO ECONÓMICO

En la presente sección del proyecto se va a analizar la viabilidad económica de este analizando los diferentes costes de operación de la planta de tratamiento industrial de las aguas residuales obtenidas en el envasado de alcachofas. Para ello, se van a calcular los costes de explotación, tanto los costes variables como fijos:

- Costes variables: donde se incluyen los productos de limpieza, el consumo energético, el consumo de agua, la mano de obra, el mantenimiento y la reposición de filtros y membranas
- Costes fijos: correspondientes a la amortización de la instalación

Asimismo, se van a considerar los costes de inversión de la instalación, los cuales se muestran en el Documento II donde se encuentra el Presupuesto. Una vez conocidos los ingresos de explotación se podrá conocer el beneficio total.

5.1. Introducción

La planta de recuperación de compuestos fenólicos diseñada en el presente proyecto depende de la producción de la alcachofa envasada, la cual tiene lugar durante los meses de enero, febrero y marzo, 3 meses al año. Por lo tanto, el tratamiento del agua residual proveniente de dicho envasado tendrá lugar durante esos tres meses.

Por otra parte, la planta industrial opera durante 5 días a la semana, lo que equivale a 20 días laborables al mes y, por lo tanto, como opera durante 3 meses, está en funcionamiento durante 60 días al año. El caudal de agua residual a tratar es igual a 3.000 m³ al año, lo cual resulta en 50.000 litros al día teniendo en cuenta el tiempo de operación de la planta durante el año.

Los 50.000 litros de agua residual se llevan a la primera etapa de tratamiento de ultrafiltración (UF), la cual opera en discontinuo retirando el permeado de modo continuo y recirculando el rechazo durante 7,91 horas al día, incluida la etapa de limpieza del sistema.

A continuación, el permeado obtenido en la etapa de UF se utiliza como alimento para la primera nanofiltración (NF1) y el permeado de esta primera nanofiltración se utiliza como alimento para la segunda nanofiltración (NF2). Las dos etapas de nanofiltración operan en modo continuo durante 7,92 horas cada una, incluidas las etapas de limpieza.

Durante el primer día de recuperación de compuestos fenólicos solo está en funcionamiento el sistema de UF. El segundo día también lo están las dos etapas de NF, por lo que, a partir de este, los demás días están en marcha las tres operaciones. Finalmente, tras finalizar la primera NF se obtiene diariamente una corriente de rechazo igual a 8.236,33 litros de disolución rica en polifenoles, mientras que tras finalizar la segunda etapa de NF se obtiene diariamente una corriente de rechazo igual a 6.589,07 litros de disolución rica en azúcares.

De acuerdo con los cálculos mostrados en el Anexo II, la composición de las dos corrientes finales de producto, es decir, del rechazo de las dos etapas de nanofiltración son las recogidas en la Tabla 42.

Tabla 42. Composición de las dos corrientes finales de producto

Parámetros	Rechazo NF1	Rechazo NF2
Glucosa (mg/L)	1.197,20	4.476,47
Fructosa (mg/L)	1.043,81	3.902,92
Sacarosa (mg/L)	1.309,44	4.896,14
Ácido clorogénico (mg/L)	1.171,45	82,89
Cinarina (mg/L)	768,68	54,39
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	471,38	33,36

5.2. Costes de explotación

5.2.1. Costes variables

Coste de la mano de obra

Puesto que la planta de tratamiento de aguas residuales para la recuperación de compuestos fenólicos es pequeña, se destinan a ella tres empleados: un operario que sea el encargado de ella a tiempo completo para asegurar el buen funcionamiento de esta y un ingeniero químico y un operario de mantenimiento que se dediquen a tiempo parcial de supervisar, controlar, mantener, reparar y optimizar los diferentes equipos instalados. La Tabla 43 muestra el salario base promedio mensual en 2021 en España de cada uno de los empleados (según la página web www.indeed.com), la cantidad de horas semanales que trabajan y el coste anual de cada uno de ellos.

Tabla 43. Coste de la mano de obra

Mano de obra	Salario (€/mes)	Cantidad (h/semana)	Coste total (€/año)
Operario de planta	1.399,00	40	4.197,00
Ingeniero químico	2.013,00	20	3.019,50
Operario de mantenimiento	1.223,00	20	1.834,50
TOTAL =			9.051,00

Coste de supervisión y asistencia administrativa

Además de la mano de obra, también se debe tener en cuenta los costes relacionados con la supervisión y la asistencia administrativa de la planta, los cuales varían en función de la complejidad y la calidad del producto final. Teniendo en cuenta el libro de (Peters & Timmerhaus, 1991), los costes supondrán alrededor de un 15% del coste de la mano de obra, por lo que serán de 1.357,65 €/año.

Coste productos de limpieza

Para la limpieza de la planta de tratamiento de aguas residuales se emplean disoluciones alcalinas y enzimáticas con hidróxido sódico y el producto Ultrasil 53.

La limpieza tiene lugar recirculando las disoluciones de limpieza, una vez preparadas, por las instalaciones llevando a cabo el mismo recorrido que el agua residual. Esta limpieza se efectúa en un

circuito cerrado, por lo tanto, cuando acaba, las disoluciones se devuelven a su depósito de almacenamiento para reutilizarse.

Estas disoluciones después de la limpieza acaban diluidas puesto que el volumen muerto de las mismas que queda en las tuberías es impulsado con agua de red hasta que toda ella se encuentra en su depósito de almacenamiento y, por lo tanto, para compensar esta disolución se debe añadir una cantidad adicional de producto químico. Para ello, se adquirirá un 50% adicional de la cantidad necesaria de los productos de limpieza y se utilizará cada disolución durante los 5 días laborables por semana, empleando disoluciones nuevas cada semana.

En la Tabla 44 se puede observar el coste de cada uno de estos productos empleados durante el tiempo de operación de la instalación. En el Anexo II se encuentran los cálculos referentes a la cantidad necesaria de cada uno de los productos de limpieza para la preparación y reconstrucción de las disoluciones.

Tabla 44. Coste de los productos de limpieza

Producto	Consumo anual (kg/año)	Cantidad (ud)	Precio unitario (€)	Coste total (€/año)
Sodio Hidróxido perlas grado técnico (Código 211929.0416), sacos de 25 kg	2.088	84	99,30 ⁽¹⁾	8.293,36
Ultrasil 53 (Código 114206E), sacos de 25 kg	21.228	849	98,79	83.885,27
			TOTAL =	92.178,63

⁽¹⁾ La determinación del precio del paquete de 25 kg de perlas de NaOH se halla suponiendo un 50% de descuento por volumen respecto del precio del paquete de 10 kg que cuesta 79,44 €. Suponiendo que se obtiene el descuento por volumen del 50% el paquete de 25 kg cuesta 99,3 €, en lugar de 198,6€.

Coste consumo energético

El consumo energético depende de la potencia de las bombas instaladas en la planta de tratamiento de aguas residuales. La etapa de ultrafiltración cuenta con 3 tipos de bombas: la bomba de alimentación, 3 bombas para aportar la pérdida de carga de las membranas (54 kW cada una) y 2 bombas para la etapa de limpieza (30 kW cada una); mientras que las dos etapas de nanofiltración cuentan con 2 tipos de bombas respectivamente: la bomba de alimentación y la bomba para la etapa de limpieza.

La industria en España pagó durante el primer trimestre de 2021 sobre 0,0808 €/kWh (Ohmia, 2021), por lo tanto, conociendo estos datos y teniendo en cuenta que la planta opera durante 12 semanas al año, se puede conocer el consumo energético total anual, tal como aparece en la Tabla 45.

Tabla 45. Coste del consumo energético

Bomba	Uds.	Tiempo operación (h/día)	Potencia unitaria (kW)	Potencia empleada (kW)	Coste (€/día)	Coste total (€/año)
UF 1	1	5,08	6,4	6,4	2,63	157,78
UF 2	3	5,08	54	162	66,56	3.993,86
Limpieza UF	2	2,50	30	60	12,12	727,36
UF a NF	1	6,09	0,58	0,58	0,29	17,13
NF1 (1)	1	6,09	21,8	21,8	10,73	643,98
NF1 (2)	1	6,09	0,65	20,5	10,09	605,58
Limpieza NF1	1	1,83	0,4	0,4	0,06	3,56
NF2	1	5,68	13,7	13,7	6,29	377,27
Limpieza NF2	1	1,83	0,43	0,43	0,06	3,78
TOTAL =					6.530,30	

Coste del consumo de agua

El consumo de agua de la planta de tratamiento de aguas residuales depende de la cantidad de agua necesaria para el enjuague y para la preparación de las disoluciones de limpieza en cada una de las etapas.

En las tres etapas el agua del segundo enjuague se emplea para el primer enjuague del siguiente ciclo de limpieza y, por consiguiente, los depósitos solo se llenan 6 veces por semana.

En la etapa de UF el volumen de agua necesaria para cada uno de los dos enjuagues es igual a 275.378 litros/aclarado, por lo tanto, el agua consumida durante una semana será igual a 1.652.266 litros/semana. En el caso de la primera NF, se necesita un volumen por aclarado igual a 3.380 litros y un volumen semanal de 20.280 litros/semana. Por último, en la segunda NF es necesario un volumen por aclarado de 2.840 litros y un volumen semanal igual a 17.041 litros/semana.

Por otra parte, el agua de preparación de las disoluciones de limpieza de las tres etapas se reutiliza durante los 5 días laborables de la semana, por lo tanto, los volúmenes necesarios para preparar las disoluciones serán: en la etapa de UF para las dos disoluciones de limpieza serán necesarios a 49.173 litros/semana; para la primera NF se necesitan 634 litros/semana; y para la segunda NF se necesitan 195 litros/semana.

Finalmente, puesto que el permeado de la segunda nanofiltración es un corriente que puede ser reutilizada en el propio proceso, se va a utilizar para el enjuague de las membranas de la etapa de ultrafiltración, reduciendo su consumo en la instalación. Diariamente se obtienen 26.356,26 litros de permeado, lo que equivale a 184.493,83 litros por semana; por lo tanto, el volumen necesario para el enjuague de la UF se reducirá de 1.652.266 litros/semana a 1.467.773 litros/semana.

Conociendo que el coste, en el que se incluye el suministro de esta y el tratamiento de las aguas residuales resultantes de las limpiezas y del rechazo de la etapa de ultrafiltración, es igual a 1,77 €/m³ (Gordijevic, 2017) y teniendo en cuenta que la planta opera durante 12 semanas al año, se puede conocer el coste total anual del consumo de agua, tal y como se muestra en la Tabla 46.

Tabla 46. Coste del consumo de agua y del tratamiento de las aguas residuales

Uso del agua	Volumen (L/semana)	Coste (€/semana)	Coste total (€/año)
Enjuague UF	1.467.773	2.597,96	31.175,49
Disolución limpieza alcalina UF	49.713	87,99	1.055,91
Disolución limpieza enzimática UF	49.713	87,99	1.055,91
Enjuague NF1	20.280	35,90	430,75
Disolución limpieza NF1	634	1,12	13,46
Enjuague NF2	17.404	30,80	369,66
Disolución limpieza NF2	196	0,35	4,17
TOTAL =			34.105,34

Coste de mantenimiento

Además del mantenimiento asumido por la propia empresa se acuerda previamente con los fabricantes de los tres sistemas de membranas un mantenimiento adicional: revisiones periódicas y su disposición a la hora de solucionar cualquier imprevisto; y reparación de estas.

Este coste de mantenimiento está basado en el mantenimiento y reparación de los equipos y se estima que es un 7% del coste del inmovilizado, para un periodo de operación de 12 meses (Peters & Timmerhaus, 1991).

El coste del inmovilizado es igual a 788.800,98 €, por lo tanto, el coste de mantenimiento será igual a 55.216,07 €. Puesto que la planta opera durante 3 meses al año, el coste durante un mes será igual a 4.601,34 € y, en consecuencia, el coste anual igual a 13.804,02 €.

Coste de reposición de los filtros y las membranas

Por otra parte, se debe tener en cuenta el coste de la reposición de los filtros y de las membranas. El coste de la reposición de los cartuchos de los filtros el cual es de 154,00 € y, puesto que se debe reponer cada mes, el coste anual será de 462,00 €/año.

En el caso de la reposición de las membranas, las membranas de UF orgánicas tienen una vida útil de alrededor de 3 años por las condiciones en las que operan y la frecuencia de las limpiezas. En cambio, las membranas de NF tienen un tiempo medio de vida de aproximadamente 5 años.

Puesto que la planta opera durante 3 meses, la duración de las mismas será de 12 y 20 años respectivamente. Tomando una postura conservadora se ha supuesto que se repondrán cada 10 años las membranas de UF y cada 15 años las de NF. Por lo tanto, como se observa en la Tabla 47 el coste anual previsto es de 24.563,33 €/año.

Tabla 47. Coste de reposición de las membranas

Equipo	Coste unitario (€/ud)	Consumo anual (ud/año)	Coste anual (€/año)
Membrana de UF	2.150,00	9,00	19.350,00
Membrana de NF1	2.550,00	1,73	4.420,00
Membrana de NF2	1.700,00	0,47	793,33
TOTAL =			24.563,33

5.2.2. Costes fijos: amortización

Los costes fijos de la planta se refieren a la amortización, la cual se calcula en base al presupuesto total de ejecución por contrata (PEC) y durante un plazo máximo de amortización de las instalaciones industriales de 20 años (Ministerio de Hacienda y Función Pública, 2021). Por lo tanto, el coste de amortización es de 54.593,02€/año.

5.2.3. Resumen de los costes de explotación

El resumen de los costes de explotación se muestra en la Tabla 48, divididos entre costes variables y fijos.

Tabla 48. Costes de explotación totales

Tipo de coste	Concepto	Coste anual (€/año)
Costes variables	Mano de obra	9.051,00
	Supervisión y asistencia administrativa	1.357,65
	Productos de limpieza	92.178,63
	Consumo energético	6.530,30
	Consumo de agua y tratamiento de aguas residuales	34.105,34
	Mantenimiento	13.804,02
	Reposición filtros y membranas	25.025,33
Costes fijos	Amortización	54.593,02
TOTAL =		236.645,30

5.3. Ingresos totales

Los ingresos totales están basados en la venta del concentrado de compuestos fenólicos y del concentrado de azúcares obtenido durante el proceso de la planta diseñada.

De acuerdo con los cálculos, en la instalación se obtiene un caudal de rechazo en la primera nanofiltración igual a 8.236,33 kg/día, constituido principalmente por los compuestos fenólicos siguientes: ácido clorogénico, cinarina y apigenina-7-O-glucósido. De acuerdo con los cálculos descritos en el Anexo II, estos tienen una concentración de 1.717,45 mg/L, 768,68 mg/L y 471,38 mg/L, respectivamente.

Además, se obtiene un caudal de rechazo en la segunda nanofiltración igual a 6.589,07 kg/día, constituido principalmente por los azúcares siguientes: glucosa, fructosa y sacarosa. De acuerdo con los cálculos descritos en el Anexo II, estos tienen una concentración de 4.476,47 mg/L, 3.902,92 mg/L y 4.896,14 mg/L, respectivamente.

Para el cálculo de los ingresos, de cada uno de los compuestos fenólicos se supone un coste del 5% respecto al que se indica como referencia a continuación y de los azúcares un 50%, puesto que la venta no se realiza directamente al cliente, si no al comerciante de este producto.

En el caso de los compuestos fenólicos, para estimar su precio se ha consultado la página web www.dieteticacentral.com. Se toma como referencia el suplemento “ARTICHOKE Ibisene” de la marca Lamberts. Cada bote cuenta con 180 cápsulas compuestas por 16 mg de compuestos fenólicos y su precio es igual a 34,95 €/bote, es decir, 0,19 €/cápsula y 0,012 €/mg de compuesto fenólico.

En cuanto a los azúcares, para estimar su precio se ha consultado la página web www.vadequimica.com. Para la glucosa el precio es igual a 48,5 €/25 kg, es decir, 1,94 €/kg; para la fructosa tiene un precio igual a 68 €/25 kg, es decir, 2,72 €/kg; y para la sacarosa 50 €/25 kg, es decir, 2 €/kg.

En la Tabla 49 aparece la concentración de cada uno de los compuestos en su respectiva corriente de rechazo, la cantidad que se recupera diariamente, su coste individual (teniendo en cuenta el coste del 5% para los compuestos fenólicos y 50% para los azúcares respecto al indicado), su coste diario y su coste anual.

Tabla 49. Ingresos totales

Compuesto	Concentración (mg/L)	Cantidad (mg/día)	Coste individual (€/kg)	Ingresos diarios (€/día)	Ingresos anuales (€/año)
Ácido clorogénico	1.171,45	9.648.452	606,77	5.854,40	351.263,94
Cinarina	768,68	6.331.076		3.841,51	230.490,72
Apigenina-7-O-glucósido	471,38	3.882.445		2.355,75	141.345,25
Glucosa	4.476,47	29.495.752	0,97	28,61	1.716,65
Fructosa	3.902,92	25.716.609	1,36	34,97	2.098,48
Sacarosa	4.896,14	32.260.979	1,00	32,26	1.935,66
TOTAL =				728.850,70	

5.4. Beneficios

El beneficio bruto anual es la diferencia entre los ingresos y los costes totales:

$$\text{Beneficio bruto} = 728.850,70 - 236.645,30 = 492.205,40 \text{ €/año}$$

Para el cálculo del beneficio neto anual se le resta al beneficio bruto los impuestos, los cuales son un 27% de los ingresos obtenidos:

$$\text{Beneficio neto} = 492.205,40 - (0,27 \cdot 492.205,40) = 359.309,94 \text{ €/año}$$

Teniendo en cuenta el coste de la inversión inicial, se puede calcular el periodo de recuperación de la inversión:

$$\textit{Periodo de recuperación} = \frac{\textit{Inversión inicial}}{\textit{Beneficio neto}} = \frac{1.373.997,17}{359.309,94} = 3,82 \text{ años} \approx 4 \text{ años}$$

6. NORMATIVA

Las competencias sobre la regulación y el control de vertido de aguas residuales dependen del lugar en el que la empresa realice el vertido de sus aguas residuales. La competencia recae sobre el Estado cuando son vertidos a cauce público de cuencas hidrográficas intercomunitarias; sobre la Comunidad Autónoma cuando son vertidos a cauce público de cuencas hidrográficas intercomunitarias o al mar; y sobre el ayuntamiento donde se realice el vertido cuando son vertidos a la red de saneamiento.

Es decir, según donde se realice el vertido habrá que aplicar una normativa u otra y, por lo tanto, los límites máximos de contaminantes aplicables también diferirán significativamente.

El presente proyecto trata del diseño de una planta para la recuperación de compuestos fenólicos a partir del agua residual procedente del envasado de alcachofas, por lo que se debe tener en cuenta la normativa vigente referente a la industria alimentaria y a la industria de transformados vegetales.

Las aguas residuales de las industrias alimentarias generalmente son consideradas similares a las aguas residuales municipales, por lo que se vierten a cauce público o son reutilizadas.

6.1. Normativa general

El siguiente apartado está basado en la Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del sector de los transformados vegetales publicada por el Ministerio de Medio Ambiente (MMA) en el año 2006 (Ministerio de Medio Ambiente, 2006).

- **Normativa Europea**

Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas (DOCE núm. 135).

Esta Directiva tiene por objeto la recogida, el tratamiento y el vertido de las aguas residuales urbanas y el tratamiento y vertido de las aguas residuales procedentes de determinados sectores industriales.

Por lo tanto, establece normas de recogida, tratamiento y vertido de aguas residuales, para garantizar que las aguas residuales urbanas reciben un tratamiento adecuado antes de su vertido, protegiendo el medio ambiente en la Unión Europea (UE) de las repercusiones negativas que producen las aguas residuales urbanas.

En el Anexo III de la Directiva se encuentran los sectores industriales afectados, donde se encuentran las aguas residuales generadas por productos elaborados del sector hortofrutícola.

Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2000 (Directiva marco del agua) (DOCE núm. 327)

Esta Directiva tiene por objeto establecer un marco para la protección de las aguas superficiales continentales, las aguas de transición, las aguas costeras y las aguas subterráneas. Constituye un texto básico que incide de forma muy importante sobre los aspectos ambientales de las aguas por lo que se apoya en diferentes programas de medidas de acuerdo con distintas directivas que aparecen en el Anexo IV de la directiva y donde figura la Directiva 91/271/CEE.

- **Normativa Estatal**

- Vertidos a cauce público

Real Decreto 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas. (BOE núm. 176)

Este Real Decreto tiene como objeto la regulación del dominio público hidráulico, del uso del agua y del ejercicio de las competencias atribuidas al Estado. Además del establecimiento de las normas básicas de protección de las aguas continentales, costeras y de transición.

Real Decreto 849/1986, de 11 de abril, por el que se aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico que desarrolla los títulos preliminar, I, IV, V, VI, VII y VIII del texto refundido de la Ley de Aguas, aprobado por el Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio (BOE núm. 103).

En el Anexo al Título IV de este Real Decreto se indican los valores límite de vertido de aguas residuales a cauce público según el grado de tratamiento que deben recibir para su desinfección. Estos valores (Tabla 50) se utilizan como referencia por los organismos de cuenca para la autorización de vertidos a cauce público.

En la Clase 3 se encuentran las industrias conserveras y en ellas la fabricación de jugos y conservas vegetales.

Tabla 50. Límites de vertido de aguas residuales a cauce público (RD 849/1986)

Parámetro - Unidad	Valores límites		
	Tabla 1	Tabla 2	Tabla 3
pH	Comprendido entre 5,5 y 9,5		
Sólidos en suspensión (mg/l)	300	150	80
Materias sedimentables (ml/l)	2	1	0,5
Sólidos gruesos	Ausentes		
DBO ₅ (mg/l)	300	60	40
DQO (mg/l)	500	200	160
Temperatura (°C)	3	3	3
Color	Inapreciable en disolución:		
	1/40	1/30	1/20

Real Decreto 1664/1998, de 24 de julio, por el que se aprueban los Planes Hidrológicos de cuenca (BOE núm. 191).

En este Real Decreto se aprueban los planes hidrológicos de cuenca y se indican los límites de vertido a cada cuenca en particular.

Estos Reales Decretos establecen los procedimientos y los requisitos necesarios para obtener la autorización de vertido a cauce público y los criterios de calidad para poder realizar el vertido. Además, en estos se establece el pago de un canon con carácter anual y periódico, cuyo importe está especificado en la resolución de la autorización de vertido.

- Vertidos a red de saneamiento

Ley 7/1984, de 2 de abril, Reguladora de las Bases del Régimen Local (BOE núm. 80).

Las Administraciones Municipales en virtud de esta ley ejercerán competencias en diferentes materias, siendo una de ellas “Suministro de agua y alumbrado público; servicios de limpieza viaria, de recogida y tratamiento de residuos, alcantarillado y tratamiento de aguas residuales”

La incorporación de las competencias municipales se llevará a cabo, en cualquier caso, respetando las diferentes normativas de las distintas administraciones (Unión Europea, Estatal y/o Comunidades Autónomas). Por lo tanto, los vertidos deben cumplir con los límites especificados en la normativa existente en cada zona en particular. Todo ello conlleva que exista cierta diversidad en los límites de contaminantes aplicados a los vertidos en función de la Comunidad o Municipio donde se realice el vertido.

6.2. Normativa conservas vegetales

Real Decreto 2420/1978, de 2 de junio, por el que se aprueba la Reglamentación Técnico-Sanitaria para la elaboración y venta de conservas vegetales (BOE núm. 244).

Este Real Decreto tiene como objeto definir, a efectos legales, lo que se entiende por semiconservas y conservas vegetales y fijar, con carácter obligatorio, las normas de elaboración, de comercialización y, en general, la ordenación jurídica de tales productos.

Orden de 21 de noviembre de 1984 por la que se aprueban las normas de calidad para las conservas vegetales (BOE núm. 287).

Esta norma establece las condiciones que deben reunir las conservas de alcachofas obtenidas a partir de capítulos de las variedades, cultivares, de *Cynara Scloymus L.*, en las elaboraciones al natural y aliñadas.

6.3. Normativa en prevención de riesgos laborales

- **Normativa Europea**

Directiva 89/391/CEE del Consejo, de 12 de junio de 1989, relativa a la aplicación de medidas para promover la mejora de la seguridad y de la salud de los trabajadores en el trabajo (DOCE núm. 183).

La Directiva tiene como objeto la aplicación de medidas para promover la mejora de la seguridad y de la salud de los trabajadores en el trabajo.

- **Normativa Estatal**

Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de prevención de Riesgos Laborales (BOE núm. 269).

La presente Ley tiene por objeto promover la seguridad y la salud de los trabajadores mediante la aplicación de medidas y el desarrollo de las actividades necesarias para la prevención de riesgos derivados del trabajo.

7. CONCLUSIONES

A continuación se indican las conclusiones más relevantes obtenidas de este trabajo:

- La secuencia de los procesos de membranas seleccionada para el tratamiento de las aguas residuales obtenidas en el envasado de alcachofas para la recuperación de compuestos fenólicos consiste en una etapa de ultrafiltración (UF) para el pretratamiento de las mismas, eliminando los sólidos en suspensión y las macromoléculas que pueden estar presentes, seguida de dos etapas de nanofiltración (NF), cuyo objetivo es el fraccionamiento de estas para la recuperación de compuestos fenólicos y azúcares, respectivamente.
- El diseño que se propone permite obtener, de la primera nanofiltración, un rechazo que cuenta con una composición rica en compuestos fenólicos, que son de gran interés para la industria alimentaria, farmacéutica y cosmética (entre otras); y de la segunda nanofiltración un rechazo con una composición rica en azúcares (glucosa, fructosa y sacarosa) aptos para aplicaciones alimentarias y un permeado reutilizable en el propio proceso (para la limpieza de las membranas, por ejemplo).
- El proceso empieza con la clarificación de las aguas residuales mediante UF operando en modo discontinuo. Para ello se utilizan 90 membranas ROMICON® PM50 de fibra hueca en paralelo de la casa comercial Koch Membrane Systems, con 9 m² de superficie activa y cuyo umbral de corte molecular (MWCO) es igual a 50 kDa, obteniéndose, a partir de 50.000 L/día de aguas residuales del procesamiento de la alcachofa generadas por la empresa Gómez y Lorente, S.L., 41.181,66 kg/día de permeado y 8.818,34 kg/día de rechazo.
- A continuación, la corriente de permeado de la UF es el alimento de la primera NF, donde se recuperan los compuestos fenólicos. Para ello se utilizan 26 membranas SPIRA-CEL® NP030 8040B de arrollamiento en espiral de la casa comercial Microdyn-Nadir, con 32 m² de superficie activa y un MWCO igual a 500 – 600 Da, dispuestas en dos etapas que operan en continuo con una configuración piramidal: la primera etapa cuenta 2 tubos de presión en paralelo con 9 membranas en el interior de cada uno de ellos y la segunda etapa con 1 tubo de presión con 8 membranas en su interior; obteniéndose 32.945,33 kg/día de permeado y 8.236,33 kg/día de rechazo.
- Por último, la corriente de permeado de la primera NF es el alimento de la segunda NF, donde se recuperan los azúcares presentes en las aguas residuales. Para ello se utilizan 7 membranas Desal DL8040F30 de arrollamiento en espiral de la casa comercial GE Water & Process Technologies, con 34 m² de superficie activa y un MWCO igual a 150 – 300 Da, colocadas en una única etapa que opera en continuo, con 1 tubo de presión con 7 módulos en su interior; obteniéndose 26.356,26 kg/día de permeado y 6.589,07 kg/día de rechazo.
- Como resultado del proceso propuesto se obtiene una corriente igual a 8.236,33 kg/día rica en polifenoles: ácido clorogénico, cinarina y apigenina-7-O-glucósido, con una concentración de 1.717,45 mg/L, 768,68 mg/L y 471,38 mg/L, respectivamente; y una corriente igual a 6.589,07 kg/día rica en azúcares: glucosa, fructosa y sacarosa, con una concentración de 4.476,47 mg/L, 3.902,92 mg/L y 4.896,14 mg/L, respectivamente.

- Finalmente, el presupuesto total de la instalación es igual a 1.373.997,17 € y los costes de explotación son de 236.645,30 €/año, mientras que los beneficios obtenidos en la venta de los productos recuperados son de 728.850,70 €/año. Por consiguiente, el beneficio neto es 359.309,94 € y, por lo tanto, se podrá recuperar la inversión en aproximadamente 4 años.

8. BIBLIOGRAFÍA

- Abdullah, N., Rahman, M., Othman, M., Jaafar, J., & Ismail, A. (2017). Membranes and Membrane Processes: Fundamentals. In A. Basile, S. Mozia, & R. Molinari, *Current Trends and Future Developments on (Bio-) Membranes*.
- Aguas Industriales. (2015). *Aguas Industriales*. Recuperado el 2020, de [www.aguasindustriales.es](http://aguasindustriales.es): <http://aguasindustriales.es/aguas-residuales-en-el-sector-de-las-conservas-vegetales/>
- Aguas residuales. (29 de marzo de 2020). *Aguas residuales*. Obtenido de www.aguasresiduales.info: <https://www.aguasresiduales.info/revista/noticias/tipos-de-configuracion-y-modulos-de-membranas-bwpY2>
- Alcachofa de España. (23 de febrero de 2016). *Alcachofa de España*. Recuperado el 2020, de www.alcachofa.es: <https://alcachofa.es/blog/conservas-alcachofa-al-detalle/>
- Alcaina, M. I. (2017). Operaciones Avanzadas de Separación. Temario del Máster Universitario en Ingeniería Química de la Universitat Politècnica de València.
- Álvarez, S. (2020). Aplicaciones Industriales de las Membranas. Temario del Máster Universitario en Ingeniería Química de la Universitat Politècnica de València.
- Baker, R. (2004). *Membrane Technology and Applications* (Segunda ed.). John Wiley & Sons.
- Camacho Campos, C. (2009). *Compuestos fenólicos y el medio ambiente*. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos". Obtenido de <http://monografias.umcc.cu/monos/2009/AGRONOMIA/m09agr9.pdf>
- Carbonell Alcaina, C., Álvarez Blanco, S., Bes Piá, M., Mendoza Roca, J., & Pastor Alcañiz, L. (2018). Ultrafiltration of residual fermentation brines from the production of table olives at different operating conditions. *Journal of Cleaner Production* (189), 662-672.
- Casp Vanaclocha, A., & Abril Requena, J. (2003). *Procesos de conservación de alimentos*. Ediciones Mundi-Prensa.
- Cassano, A., Cabri, W., Mombelli, G., Peterlongo, F., & Giorno, L. (2016). Recovery of bioactive compounds from artichokebrines by nanofiltration. *Food and Bioproducts Processing* (98), 257-265.
- Castañeda Cachay, A. P., Estrada Osco, A. J., Roncal Cruz, L. E., Valle Mendoza, F. F., & Zuta Floriano, I. F. (2015). *Diseño de una planta procesadora de conservas de alcachofas y pimiento piquillo*. Trujillo, Perú: Ediciones Linarito, S.A.
- Cerezo Martínez, J. (2015). <https://georgiusm.com/>. Obtenido de <https://georgiusm.files.wordpress.com/2015/03/1-prc3a1ctica-1.pdf>
- Cheryan, M. (1998). *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook* (Segunda ed.). Boca Ratón, EEUU: CRC Press.
- Christaki, E., Bonos, E., & Florou-Paneri, P. (2012). Nutritional And Functional Properties of Cynara Crops (Globe Artichoke and Cardoon) and Their Potential Applications: A Review. *International Journal of Applied Science and Technology*, 2(2).

- Cifuentes Cabezas, M., Carbonell Alcaina, C., Vicent Vela, M., Mendoza Roca, J., & Álvarez Blanco, S. (2021). Comparison of different ultrafiltration membranes as first step for the recovery of phenolic compounds from olive-oil washing wastewater. *Process Safety and Environmental Protection*(149), 724-734.
- Conidi, C., Cassano, A., & Garcia Castello, E. (2014). Valorization of artichoke wastewaters by integrated membrane process. *Water Research* (48), 363-374.
- De la Rosa, L., Moreno Escamilla, J., Rodrigo García, J., & Alvarez Parrilla, E. (2018). Phenolic Compounds. In E. Yahia, & A. Carrillo Lopez, *Postharvest Physiology and Biochemistry of Fruits and Vegetables*. Woodhead Publishing.
- Diaconu, I., Nechifor, G., Nechifor, A. C., Ruse, E., & Eftimie Totu, E. (2009). Membranary Techniques Used At The Separation Of Some Phenolic Compounds From aqueous Media. *UPB Scientific Bulletin, Series B: Chemistry and Materials Science*, 71(4), 39-46.
- Fierro, D., Boschetti, A., & Abetz, V. (2012). The solution-diffusion with imperfections model as a method to understand organic solvent nanofiltration of multicomponent systems. *Journal of Membrane Science*, 413, 91-101.
- Fuqaha, A. H., & Friedl, A. (Septiembre de 2014). Optimizing the nanofiltration operating conditions as post treatment step in the groundwater denitrification process. *Environmental Engineering and Management Journal*, 13(9), 2417-2424.
- Gan, R.-Y., Chan, C.-L., Yang, Q.-Q., Li, H.-B., Zhang, D., Ge, Y.-Y., . . . Corke, H. (2019). Bioactive compounds and beneficial functions of sprouted grains. In H. Feng, B. Nemzer, & J. W. DeVries, *Sprouted Grains: Nutritional Value, Production and Applications*. Woodhead publishing.
- Gharaati, S. (2019). Extraction Techniques of Phenolic Compounds from Plants. *Plant Physiological Aspects of Phenolic Compounds*.
- Gimeno Creus, E. (2004). Compuestos fenólicos. Un análisis de sus beneficios para la salud. *Offarm*, 23(6), 80-84.
- Gordijevic, I. (2017). Diseño de una planta para la recuperación de polifenoles a partir de 300 T/año de residuos sólidos obtenidos en el proceso de elaboración de vino. Trabajo Final de Máster.
- Guastalli, A. R. (2006). Estudio sobre la aplicación de la tecnología de membranas para la recuperación del ácido fosfórico de las aguas de lavado en el proceso de anodizado del aluminio. Universitat de Barcelona. Obtenido de https://www.tdx.cat/bitstream/handle/10803/69956/GUASTALLI_TESIS.pdf?sequence=1&isAllowed=y
- Guillén Ríos, P., Burló, F., Marínez Sánchez, F., & Carbonell Barrachina, Á. (2006). Effects of Processing on the Quality of Preserved Quartered Artichokes Hearts. *Journal of Food Science*.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1991). *Operaciones unitarias en Ingeniería Química* (7ª Edición ed.). McGraw-Hill Interamericana de España, S.A.U.
- Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación. (2020). *Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación*. Recuperado el 2020, de www.alimentosdespana.es: http://www.alimentacion.es/es/conoce_lo_que_comes/bloc/alcachofa/caracteristicas_y_variedades/

- Ministerio de Hacienda y Función Pública. (2021). *Manual d'activitats econòmiques.Obligacions fiscals d'empresaris i professionals residents en territori espanyol. Apartado 3.5.4: Taula d'amortització simplificada*. Recuperado el 2021, de Página web de la agencia tributaria: https://www.agenciatributaria.es/AEAT.internet/va_es/Inicio/Ayuda/Manuales__Folletos_y_Videos/Manuales_practicos/_Ayuda_Folleto_Actividades_economicas/3__Impuesto_sobre_la_Renta_de_las_Personas_Fisicas/3_5_Estimacion_directa_simplificada/
- Ministerio de Medio Ambiente. (2006). *Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del sector de los transformados vegetales*. Secretariado General Técnica - Ministerio de Medio Ambiente.
- Mulder, M. (1996). *Basic Principles of Membrane Technology* (Segunda ed.). Londres: Kluwer Academic Publishers.
- Mulder, M. (2000). *Basic Principles of Membrane Technology* (Segunda ed.). Londres: Iuwer Academic Publishers.
- Navarra Agraria. (Abril-Mayo de 2003). Alcachofa. Informe especial. *Publicación bimensual Navarra Agraria*.
- Ohmia. (Junio de 2021). Obtenido de Ohmia sitio web: <https://ohmia.es/industria/>
- Otero Fernández, A. (2017). Aplicaciones de la nanofiltración para el acondicionamiento del agua potable destinada a la industria farmacéutica y tratamiento de vertidos tóxicos conteniendo metales pesados cromo (VI) y plomo (II). Madrid: Facultad de Ciencias. UNED. Obtenido de http://espacio.uned.es/fez/eserv/tesisuned:Ciencias-Aotero/OTERO_FERNANDEZ_Alberto_Tesis.pdf
- Palacio Martínez, L., Prádanos del Pico, P., & Hernández Giménez, A. (2014). Procesos de separación: membranas en el día a día. *Revista de ciencias*(4), 5-10.
- Paulete Jimenez, I. (2013). *Elaboración de productos vegetales*. IC Editorial.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Cuarta ed.). McGraw-Hill.
- Radu, A., van Steen, M., Vrouwenvelder, J., van Loosdrecht, M., & Picioreanu, C. (2014). *Water Research* (Vol. 64).
- Sánchez Arévalo, C., Jimeno Jiménez, Á., Carbonell Alcaina, C., Vicent Vela, M., & Álvarez Blanco, S. (2021). Effect of the operating conditions on a nanofiltration process to separate low-molecular-weight phenolic compounds from the sugars present in olive mill wastewaters. *Process Safety and Environmental Protection* (148), 428-436.
- Scott, K. (1995). *Handbook of Industrial Membranes* (Segunda ed.). Elsevier Advanced Technology.
- Sistema Integrado Información Comercio Exterior Perú. (2017). *Sistema Integrado Información Comercio Exterior Perú*. Recuperado el 2020, de www.siicex.gob.pe: <https://www.siicex.gob.pe/siicex/documentosportal/167063308radC86AC.pdf>
- Tamime, A. (2012). *Membrane Processing: Dairy and Beverage Applications*. Wiley-Blackwell.

ANEXO I. DIMENSIONADO DE EQUIPOS

1. Diseño de la etapa de ultrafiltración

El factor de reducción de volumen (FRV) alcanzado en la bibliografía es de 5,67, por lo tanto, a partir de este valor y conociendo que caudal a tratar por la instalación es de 50.000 kg al día, se tiene que:

$$FRV = \frac{Q_A}{Q_R} \rightarrow 5,67 = \frac{50.000}{Q_R} \rightarrow Q_R = 8.818,34 \text{ kg/día}$$

Por lo tanto, mediante un balance, se obtiene que el caudal de permeado es de:

$$Q_P = Q_A - Q_R = 50.000 - 8.818,34 = 41.181,66 \text{ kg/día}$$

Se ha considerado que el tiempo de operación de esta etapa de tratamiento es igual a 8h incluyendo la limpieza, la cual tiene una duración de 2 horas y 50 min. Por tanto, la duración de tratamiento mediante ultrafiltración es de 5h y 10 min (5,17 h). De este modo, el caudal de permeado obtenido será:

$$Q_P = 7.970,64 \text{ kg/h}$$

Se ha considerado para calcular el área de membrana, que la densidad de flujo de permeado es la que corresponde al estado estacionario: $J_p = 10 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$

Con estos datos se puede obtener el área total de la instalación de membranas de UF, puesto que:

$$J_p = \frac{Q_P}{A_T} \rightarrow A_T = \frac{Q_P}{J_p} = \frac{7.970,64}{10} = 797,06 \text{ m}^2$$

La membrana seleccionada es una membrana de polisulfona de fibra hueca del catálogo comercial de Koch Membrane Systems (EE. UU.) de fibra hueca. La Tabla 12 de la memoria muestra las características del módulo comercial correspondiente a la membrana seleccionada.

Las características técnicas de la membrana, las cuales se conocen a partir del catálogo, son las siguientes:

Área de membrana de un módulo: $A_m = 9 \text{ m}^2$

Por lo tanto, al conocer el área de un módulo suministrada por el fabricante, el número de módulos estimados será de:

$$N^{\circ} \text{ módulos} = \frac{A_T}{A_m} = \frac{797,06}{9} = 88,56 \approx 90 \text{ módulos}$$

Finalmente se recalcula el área total, el caudal de permeado y el tiempo de operación para el número de módulos estimados:

$$A'_T = N^{\circ} \text{ módulos} \cdot A_m = 90 \cdot 9 = 810 \text{ m}^2$$

$$Q'_P = J_p \cdot A'_T = 10 \cdot 810 = 8.100 \text{ kg/h}$$

$$t' = \frac{7.970,64 \cdot 5,17}{8.100} = 5,08 \text{ h}$$

El siguiente paso es obtener el caudal de alimentación necesario para alimentar cada uno de los módulos de membrana (Q_m), el cual se calcula con la siguiente ecuación:

$$Q_m = v_{tangencial} \cdot S_{trans}$$

Siendo:

- $v_{tangencial}$: velocidad tangencial en el módulo de membrana
- S_{trans} : superficie transversal por la que entra el caudal de alimentación

Para determinar la superficie transversal se requiere llevar a cabo una serie de cálculos a partir de los datos del catálogo:

Diámetro fibra: $D_{fibra} = 1,1 \text{ mm}$

Longitud fibra: $L_{fibra} = 1,092 \text{ m}$

Por lo tanto, el número de fibras que hay en un módulo se puede calcular conociendo la superficie activa de cada fibra y la superficie activa total del módulo:

$$A_{fibra} = 2\pi \cdot r_{fibra} \cdot L = 2\pi \cdot \frac{1,1 \cdot 10^{-3}}{2} \cdot 1,092 = 3,77 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$N_{fibras} = \frac{A_m}{A_{fibra}} = \frac{9}{3,77 \cdot 10^{-3}} = 2.385$$

La sección transversal de una fibra será igual a:

$$S_{trans \text{ fibra}} = \pi \cdot r^2 = \pi \cdot \left(\frac{1,1 \cdot 10^{-3}}{2}\right)^2 = 9,5 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2$$

Luego la sección transversal del módulo será igual a:

$$S_{trans} = S_{trans \text{ fibra}} \cdot N_{fibras} = (9,5 \cdot 10^{-7}) \cdot 2385 = 2,27 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

Por otra parte, la velocidad tangencial que se recomienda para los módulos de membrana de fibra hueca utilizados en operaciones de ultrafiltración está comprendida entre 0,5 – 2,5 m/s (Scott, 1995), por lo que el diseño se va a llevar a cabo con una velocidad igual a 1,5 m/s.

$$Q_m = v_{tangencial} \cdot S_{trans} = 1,5 \cdot (2,27 \cdot 10^{-3}) = 3,4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

Teniendo en cuenta la densidad del agua residual: $Q_m = 12.239,01 \text{ kg/h}$

1.1. Dimensionado de las tuberías principales UF

- Tuberías de entrada a las 90 líneas de membranas en paralelo (Tramo 4):

El caudal de alimentación necesario para alimentar cada uno de los módulos de membrana se ha calculado en el apartado anterior, por lo tanto, el diámetro de cada una de las tuberías de entrada a las 90 membranas será:

$$Q_m = 12.239,01 \text{ kg/h} = 3,4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_m}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (3,4 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,054 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 53 mm y un espesor de 1 mm, obteniéndose un diámetro interior de 52 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,6 m/s.

- Tubería de alimentación común a las 90 líneas de membranas (Tramo 2):

El caudal que circula por estas tuberías debe ser el necesario para alimentar a cada una de las líneas, por lo tanto, contando esta etapa con 90 líneas:

$$Q'_A = 90 \cdot Q_m = 90 \cdot 12.239,01 = 1.101.511 \text{ kg/h} = 0,306 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q'_A}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,306}{\pi \cdot 1,5}} = 0,51 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 506 mm y un espesor de 2,5 mm, obteniéndose un diámetro interior de 503,5 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,54 m/s.

- Tubería de alimentación a cada una de las 3 bombas en paralelo (Tramo 3)

El caudal que circula por estas tuberías es el caudal del Tramo 2, dividido por cada una de las bombas instaladas:

$$Q''_A = \frac{Q'_A}{3} = \frac{1.101.511}{3} = 364.470 \text{ kg/h} = 0,102 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q''_A}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,102}{\pi \cdot 1,5}} = 0,294 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 256 mm y un espesor de 2 mm, obteniéndose un diámetro interior de 254 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 2,01 m/s.

- Tubería común a las salidas de permeado (Tramo 10):

El caudal de permeado total es de 41.181,66 kg/día, considerando que la planta opera 5,08 horas al día y que cuenta 90 líneas de membranas, se obtiene:

$$Q_P = 41.181,66 \text{ kg/día} = 8.100 \text{ kg/h} = 2,25 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_P}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (2,25 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,044 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 43 mm y un espesor de 1 mm, obteniéndose un diámetro interior de 42 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,62 m/s.

- Tubería de salida de permeado de cada línea de membranas (Tramo 8):

El caudal que circula por estas tuberías es el caudal total de permeado dividido por el número de líneas de membranas, por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \left(\frac{Q_P}{90}\right)}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (2,5 \cdot 10^{-5})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,005 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 6 mm y un espesor de 1 mm, obteniéndose un diámetro interior de 5 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,27 m/s.

- Tubería común a las salidas de permeado de cada línea de membranas (Tramo 9):

El caudal que circula por estas tuberías es igual a la unión de cada una de las líneas de membranas que está dividido en 3, antes de juntarse todas y formar el Tramo 10. Por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \left(\frac{Q_P}{3}\right)}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (7,5 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,025 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 25 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 24,2 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,63 m/s.

- Tubería común a las salidas de rechazo (Tramo 7):

El caudal de rechazo es igual a la diferencia entre el caudal de alimentación a las membranas y el de permeado, por lo tanto:

$$Q_R = Q'_A - Q_P = 1.101.511 - 8.100 = 1.093.411 \text{ kg/h} = 0,304 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_R}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,304}{\pi \cdot 1,5}} = 0,508 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 506 mm y un espesor de 2,5 mm, obteniéndose un diámetro interior de 503,5 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,53 m/s.

- Tubería de salida de rechazo de cada línea de membranas (Tramo 5):

El caudal que circula por estas tuberías es el caudal total de rechazo dividido por el número de líneas, por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \left(\frac{Q_R}{90}\right)}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (3,37 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,054 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 53 mm y un espesor de 1 mm, obteniéndose un diámetro interior de 52 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,6 m/s.

- Tubería común a las salidas de rechazo de cada línea de membranas (Tramo 6):

El caudal que circula por estas tuberías es igual a la unión de cada una de las líneas de membranas que está dividido en 3, antes de juntarse todas y formar el Tramo 7. Por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \left(\frac{Q_R}{3}\right)}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,101}{\pi \cdot 1,5}} = 0,293 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 256 mm y un espesor de 2 mm, obteniéndose un diámetro interior de 254 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 2 m/s.

- Tubería recirculación rechazo (Tramo 11):

El caudal que circula por esta tubería es igual al 80% del caudal de rechazo total, por lo tanto:

$$Q'_R = 0,8 \cdot Q_R = 874.729 \text{ kg/h} = 0,243 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q'_R}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,243}{\pi \cdot 1,5}} = 0,454 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 456 mm y un espesor de 3 mm, obteniéndose un diámetro interior de 453 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,51 m/s.

- Tubería rechazo recirculación al tanque (Tramo 12):

El caudal que circula por estas tuberías es igual a la diferencia entre el caudal de total de rechazo y el caudal de recirculación del rechazo:

$$Q''_R = Q_R - Q'_R = 218.682 \text{ kg/h} = 6,07 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q''_R}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (6,07 \cdot 10^{-2})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,227 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 206 mm y un espesor de 2 mm, obteniéndose un diámetro interior de 204 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,86 m/s.

- Tubería de alimentación (Tramo 1):

El caudal que circula por estas tuberías es el de alimentación, por lo tanto, se calcula con la diferencia entre el caudal total necesario en las línea de membranas y el caudal de recirculación del rechazo:

$$Q_{Rec} = Q'_A - Q'_R = 226.782 \text{ kg/h} = 6,3 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_A}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (6,3 \cdot 10^{-2})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,231 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 206 mm y un espesor de 2 mm, obteniéndose un diámetro interior de 204 mm. Recalculando la velocidad se obtiene un valor de 1,93 m/s.

1.2. Dimensionado de las bombas UF

La altura que ha de proporcionar la bomba (H_B) se calcula mediante la ecuación de Bernoulli:

$$H_B = \frac{P_I - P_A}{\rho \cdot g} + z_I - z_A + h_{perd}$$

El término de pérdidas se determina como el sumatorio de las pérdidas primarias y secundarias:

$$h_{perd} = h_{prim} + h_{secun}$$

Como se ha indicado anteriormente en el apartado 4.3.1.2, las pérdidas primarias se deben a la fricción entre el fluido y la tubería y se basan en la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$h_{prim} = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot D}$$

Siendo:

- f: factor de fricción
- L: longitud de la tubería (m)
- v: velocidad de circulación del fluido (m/s)
- g: aceleración de la gravedad = 9,81 m/s²
- D: diámetro de la tubería (m)

Con la utilización del ábaco de Moody que se muestra en la Ilustración 25 se puede conocer el factor de fricción en función del número de Reynolds (Re) y la rugosidad relativa (ϵ_r), los cuales se pueden calcular con las siguientes ecuaciones:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

$$\epsilon_r = \frac{\epsilon}{D}$$

Siendo:

- ρ : densidad del fluido = 1000 kg/m³
- v: velocidad de circulación del fluido (m/s)
- ϵ : rugosidad absoluta tubos acero inoxidable = 0,002 mm

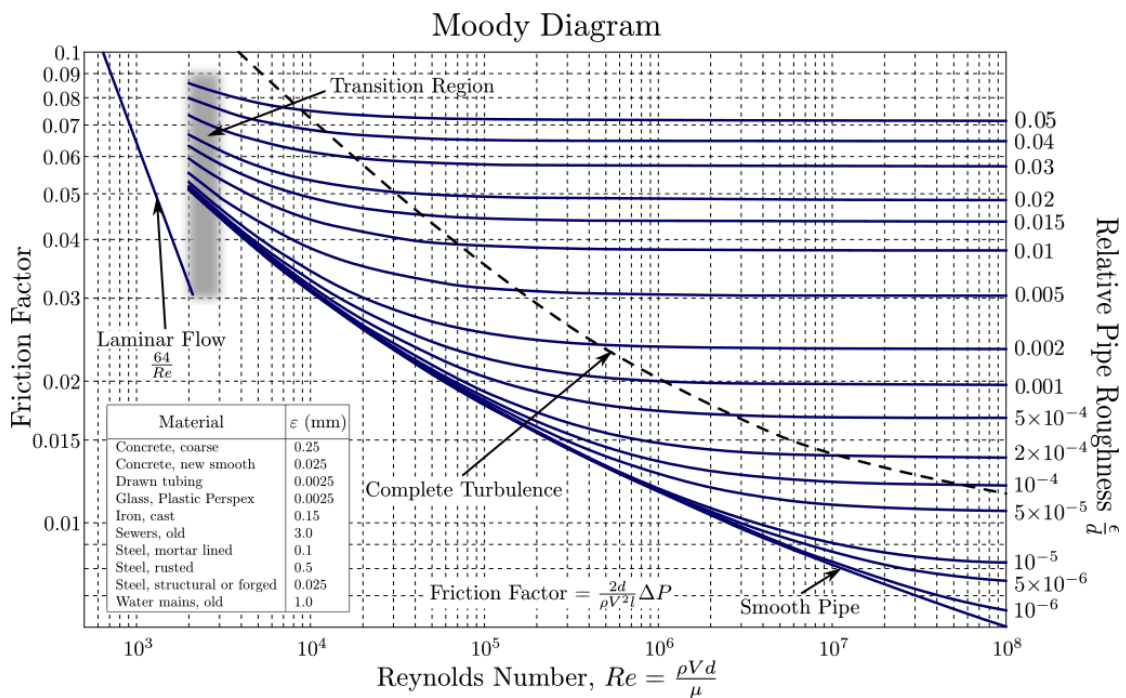


Ilustración 25. Ábaco de Moody

Por otra parte, las pérdidas secundarias son las que producen las válvulas, las uniones en T y los codos y se basan en la siguiente ecuación:

$$h_{secun} = h_{válvulas} + h_{uniones} + h_{codos}$$

Estas pérdidas secundarias pueden calcularse mediante la misma ecuación, por lo que:

$$h_{válvulas} = h_{uniones} = h_{codos} = \frac{K \cdot v^2}{2 \cdot g}$$

Siendo:

- K: constante tabulada

- **Bomba B1: Impulsión del agua residual**

La bomba B1 aumenta la presión del alimento hasta unas condiciones muy próximas a las de operación.

En primer lugar, para el cálculo de la altura que debe proporcionar la bomba se calcula el diferencial de presión. Esta presión corresponde a la presión que debe ser capaz de proporcionar la bomba para que las membranas produzcan las corrientes deseadas.

La presión que debe proporcionar la bomba se determina en función de la presión de operación y la caída de presión máxima del módulo.

La presión transmembranar (TMP) se define como la diferencia de presión entre la presión en el lado del rechazo (P_r) y el lado del permeado (P_p):

$$TMP = P_r - P_p$$

La presión en el lado del rechazo se calcula como el promedio entre la presión de entrada (P_e) y la de salida (P_s); y la presión de salida es la diferencia entre la presión de entrada y la caída de presión en el módulo.

Teniendo en cuenta que la presión en el permeado (P_p) es igual a 1 atm y que al trabajar con presiones relativas a las atmosféricas es cero, la TMP será igual a la presión rechazo (P_r).

$$P_r = TMP = \frac{P_e + P_s}{2}$$

$$P_s = P_e - \Delta P$$

Por lo tanto:

$$2 \cdot TMP = P_e + P_e - \Delta P$$

$$2 \cdot TMP = 2 \cdot P_e - \Delta P$$

$$P_e = TMP + \frac{\Delta P}{2}$$

Además la presión en los puntos de impulsión (P_l) es:

$$P_l = P_e - \Delta P$$

Lo que resulta:

$$P_l = TMP + \frac{\Delta P}{2} - \Delta P$$

$$P_l = TMP - \frac{\Delta P}{2}$$

En este módulo de membranas no se puede alcanzar una TMP de 0,31 bar debido a la pérdida de carga tan alta, por lo tanto, se va a operar a una TMP que sea la más parecida posible y que se pueda alcanzar en el módulo. Para ello la presión de salida se ha considerado igual a 0,5 bar.

Por otra parte, del catálogo de las membranas conocemos que la caída de presión en cada una de ellas es de 2,1 bar, entonces:

$$P_s = P_e - \Delta P \rightarrow 0,5 = P_e - 2,1 \rightarrow P_e = 2,6 \text{ bar}$$

$$P_e = TMP + \frac{\Delta P}{2} \rightarrow 2,6 = TMP + \frac{2,1}{2} \rightarrow TMP = 1,55 \text{ bar}$$

$$P_l = TMP - \frac{\Delta P}{2} \rightarrow P_l = 1,55 - \frac{2,1}{2} \rightarrow P_l = 0,5 \text{ bar}$$

Finalmente, puesto que la presión en los puntos de aspiración (P_A) es igual a cero, el término del diferencial de presión será de 0,5 bar = 50.000 Pa.

Por otro lado, en este caso, al ser un circuito cerrado no existe diferencia de altura por lo que se desprecia el término diferencial del nivel de los puntos de aspiración (z_A) e impulsión (z_I).

Además, en los tramos de tuberías correspondiente al permeado (tramos 8, 9 y 10) no se tienen en cuenta las pérdidas primarias y secundarias puesto que este siempre sale a P = 1 atm y se trata de tramos de tuberías cortas que descargan a un depósito y que llegan a él por gravedad.

El cálculo de las pérdidas primarias se lleva a cabo mediante las ecuaciones indicadas anteriormente y el ábaco de Moody. En primer lugar se calcula el factor de fricción para cada tramo de tuberías en las que actúa la bomba B1, lo que se muestra en la Tabla 51.

Tabla 51. Factor de fricción tuberías etapa ultrafiltración

Tuberías UF	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Número de Reynolds (Re)	Rugosidad relativa (ε _r)	Factor de fricción (f)
Tramo 1	206	1,93	445.601	9,71·10 ⁻⁶	1,34·10 ⁻²
Tramo 2	506	1,54	872.711	3,95·10 ⁻⁶	1,26·10 ⁻²
Tramo 12	206	1,86	429.685	9,71·10 ⁻⁶	1,39·10 ⁻²

Finalmente, con el factor de fricción se obtienen las pérdidas primarias, lo cual se indica en la Tabla 52.

Tabla 52. Pérdidas primarias etapa ultrafiltración

Tuberías UF	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Longitud tubería (m)	Factor de fricción (f)	Pérdidas primarias (m)
Tramo 1	206	1,93	28,0	$1,34 \cdot 10^{-2}$	0,35
Tramo 2	506	1,54	71,0	$1,26 \cdot 10^{-2}$	0,12
Tramo 12	206	1,86	15,5	$1,39 \cdot 10^{-2}$	0,18
Total =					0,65

El cálculo de las pérdidas secundarias se lleva a cabo mediante las ecuaciones indicadas anteriormente y se ha considerado que la velocidad a través de cada uno de los componentes es de 1,5 m/s puesto que el diseño se ha realizado para que la velocidad a través de las tuberías fuera aproximadamente de 1,5 m/s y, por tanto, la de sus elementos. En la Tabla 53 se muestran las pérdidas de cada uno de los componentes de los tramos de tuberías donde actúa la bomba B1.

Tabla 53. Perdidas secundarias etapa ultrafiltración

Componente UF	Cantidad	K	Velocidad (m/s)	Pérdidas secundarias (m)
Válvula	10	0,131	1,5	0,15
Unión en T	9	0,300	1,5	0,31
Codo de 90°	12	0,750	1,5	1,03
TOTAL =				1,49

Una vez obtenidos todos los términos de la ecuación de Bernoulli se obtiene la altura de la bomba necesaria:

$$H_B = \frac{50.000}{1000 \cdot 9,81} + (0,65 + 1,49) = 7,24 \text{ m}$$

Selección bomba B1

Por otra parte, el caudal que debe proporcionar esta bomba es igual al caudal de alimentación, $Q_{\text{Rec}} = 0,063 \text{ m}^3/\text{s} = 226,78 \text{ m}^3/\text{h}$.

Con la ayuda del catálogo (Ilustración 26) se determina el modelo de bomba más adecuado, el cual es la bomba CPKN-CHs 150-250.

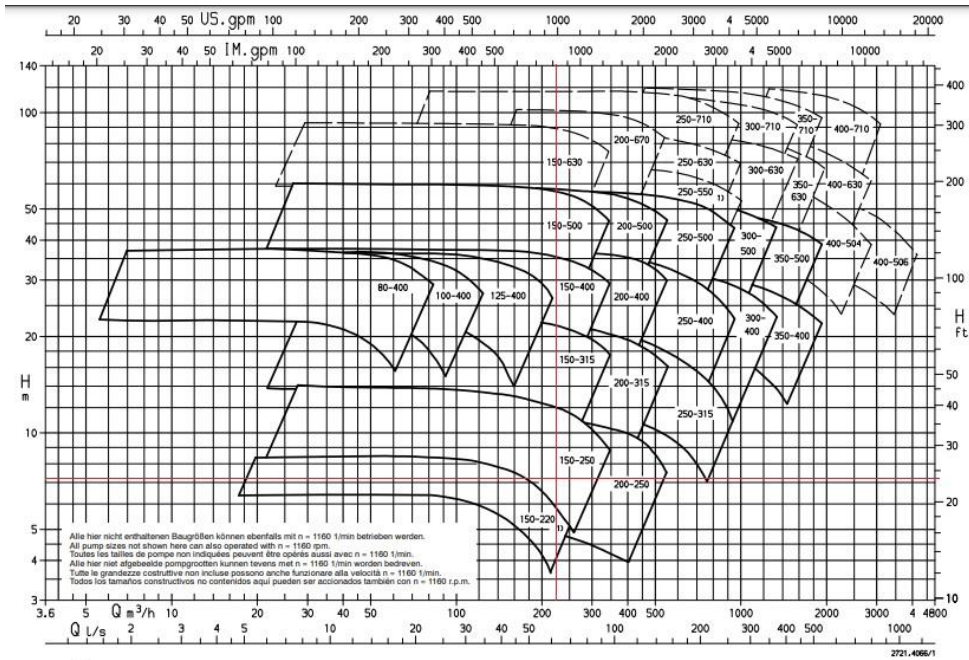


Ilustración 26. Curvas características de las bombas centrífugas CPKN-CHs 1160 rpm

- **Bombas B2, B3 y B4: recirculación y aportación pérdida de carga membranas**

Las bombas B2, B3 y B4 proporcionan el aumento de presión igual a la caída de presión que se produce en cada uno de los módulos de membrana y que, de acuerdo con el fabricante, es como máximo de 2,1 bar. Además proporcionan el caudal adecuado para alcanzar la velocidad tangencial con la que operan las membranas.

El cálculo de la altura que debe proporcionar estas bombas se lleva a cabo de manera análoga al de la bomba B1 y, por lo tanto, se desprecia el termino diferencial del nivel de los puntos de aspiración (z_A) e impulsión (z_I) y los tramos de tuberías correspondiente al permeado no se tienen en cuenta.

Por lo tanto, el cálculo de las pérdidas primarias se lleva a cabo mediante las ecuaciones indicadas anteriormente y el ábaco de Moody. En primer lugar se calcula el factor de fricción para cada tramo de tuberías en las que actúan estas bombas, lo que se muestra en la Tabla 54.

Tabla 54. Factor de fricción tuberías etapa ultrafiltración

Tuberías UF	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Número de Reynolds (Re)	Rugosidad relativa (ϵ_r)	Factor de fricción (f)
Tramo 3	256	2,01	578.322	$7,81 \cdot 10^{-6}$	$1,28 \cdot 10^{-2}$
Tramo 4	53	1,60	95.224	$3,77 \cdot 10^{-5}$	$1,81 \cdot 10^{-2}$
Tramo 5	53	1,59	94.524	$3,77 \cdot 10^{-5}$	$1,83 \cdot 10^{-2}$
Tramo 6	256	2,00	574.070	$7,81 \cdot 10^{-6}$	$1,27 \cdot 10^{-2}$
Tramo 7	506	1,53	866.293	$3,95 \cdot 10^{-6}$	$1,27 \cdot 10^{-2}$
Tramo 11	456	1,51	771.564	$4,39 \cdot 10^{-6}$	$1,26 \cdot 10^{-2}$

Finalmente, con el factor de fricción se obtienen las pérdidas primarias, lo cual se indica en la Tabla 55.

Tabla 55. Pérdidas primarias etapa ultrafiltración

Tuberías UF	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Longitud tubería (m)	Factor de fricción (f)	Pérdidas primarias (m)
Tramo 3	256	2,01	71,3	$1,28 \cdot 10^{-2}$	0,74
Tramo 4	53	1,60	45,0	$1,81 \cdot 10^{-2}$	2,01
Tramo 5	53	1,59	45,0	$1,83 \cdot 10^{-2}$	2,00
Tramo 6	256	2,00	67,8	$1,27 \cdot 10^{-2}$	0,69
Tramo 7	506	1,53	44,5	$1,27 \cdot 10^{-2}$	0,13
Tramo 11	456	1,51	8,5	$1,26 \cdot 10^{-2}$	0,03
Total =					5,59

El cálculo de las pérdidas secundarias se lleva a cabo mediante las ecuaciones indicadas anteriormente y se ha considerado que la velocidad a través de cada uno de los componentes es de 1,5 m/s puesto que el diseño se ha realizado para que la velocidad a través de las tuberías fuera aproximadamente de 1,5 m/s y, por tanto, la de sus elementos. En la Tabla 56 **Tabla 53** se muestran las pérdidas de cada uno de los componentes de los tramos de tuberías donde actúan las bombas B2, B3 y B4.

Tabla 56. Perdidas secundarias etapa ultrafiltración

Componente UF	Cantidad	K	Velocidad (m/s)	Pérdidas secundarias (m)
Válvula	1	0,131	1,5	0,02
Unión en T	171	0,300	1,5	5,88
Codo de 90°	16	0,750	1,5	1,38
TOTAL =				7,27

Una vez obtenidos todos los términos de la ecuación de Bernoulli se obtiene la altura de la bomba necesaria:

$$H_B = \frac{210.000}{1000 \cdot 9,81} + (5,59 + 7,27) = 34,27 \text{ m}$$

Selección bombas B2, B3 y B4

En cuanto al caudal que debe proporcionar cada una de estas bombas, es igual al caudal de recirculación dividido entre tres, $Q_A'/3 = 0,102 \text{ m}^3/\text{s} = 367,17 \text{ m}^3/\text{h}$.

Con la ayuda del catálogo (Ilustración 27) se determina el modelo de bomba más adecuado, el cual es la bomba CPKN-CHs 150-315.

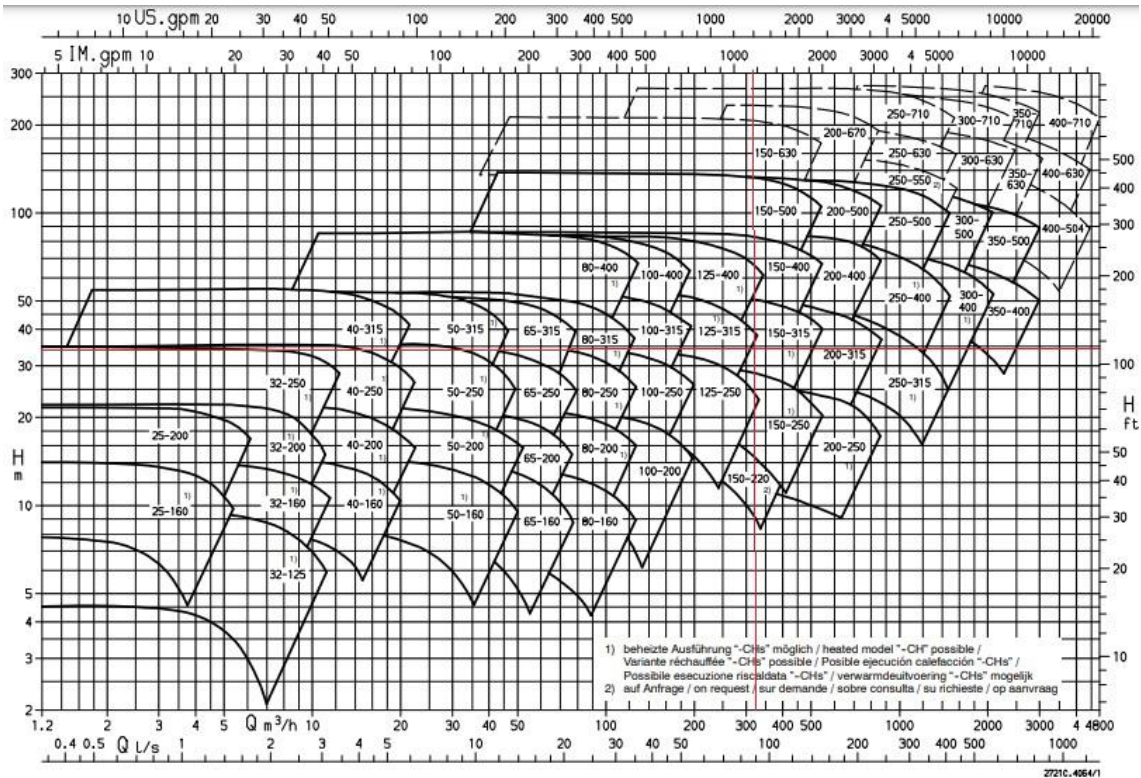


Ilustración 27. Curvas características de las bombas centrífugas CPKN-CHs 1750 rpm

- **Bomba B5: impulsión disolución limpieza alcalina**

La bomba B5 se encarga de impulsar la disolución de limpieza desde el depósito D7, donde se encuentra almacenada, hasta el depósito de alimentación D1.

En este caso, el caudal impulsado por la bomba no es conocido, sin embargo, se puede determinar a partir de un volumen y de un tiempo establecidos.

Por lo tanto, el volumen utilizado es el del depósito de la disolución de limpieza D7 (cálculo en el apartado 1.3. del Anexo I), 55.000 L, y el tiempo utilizado es el que se estima que tarda en llegar la disolución al depósito de alimentación D1, 5 min. Así pues, el caudal que debe proporcionar esta bomba es igual a $Q_L = 0,183 \text{ m}^3/\text{s} = 666 \text{ m}^3/\text{h}$.

La altura que debe aportar la bomba B5 se calcula empleando la ecuación de Bernoulli del mismo modo que se ha indicado anteriormente.

En primer lugar, el termino de presión se ha considerado que es igual a 1 bar y la altura, como se puede observar en la Ilustración 36, ubicada en el Anexo III, corresponde a un valor igual a 2 m. En esta ocasión como se trata de un tramo de impulsión muy corto, las pérdidas se desprecian. Se obtiene:

$$H_B = \frac{100.000}{1000 \cdot 9,81} + 2 - 0 = 12,19 \text{ m}$$

- **Bomba B6: impulsión disolución limpieza enzimática**

La bomba B6 se encarga de impulsar la disolución de limpieza desde el depósito D8, donde se encuentra almacenada, hasta el depósito de alimentación D1.

Como en el caso anterior, el caudal impulsado por la bomba no es conocido, sin embargo, se puede determinar a partir de un volumen y de un tiempo establecidos.

Por lo tanto, el volumen utilizado es el del depósito de la disolución de limpieza D8 (cálculo en el apartado 1.3. del Anexo I), 55.000 L, y el tiempo utilizado es el que se estima que tarda en llegar la disolución al depósito de alimentación D1, 5 min. Así pues, el caudal que debe proporcionar esta bomba es igual a $Q_L = 0,183 \text{ m}^3/\text{s} = 666 \text{ m}^3/\text{h}$.

La altura que debe aportar la bomba B6 es la misma que la bomba B5 y se calcula de forma análoga, por lo tanto, será igual a 12,19 m.

Selección bombas B5 y B6

Por consiguiente, el caudal que deben proporcionar las bombas B5 y B6 es el mismo y es igual a $Q_L = 0,183 \text{ m}^3/\text{s} = 666 \text{ m}^3/\text{h}$.

Con la ayuda del catálogo (Ilustración 28) se determina el modelo de bomba más adecuado, el cual es la bomba CPKN 200-250.

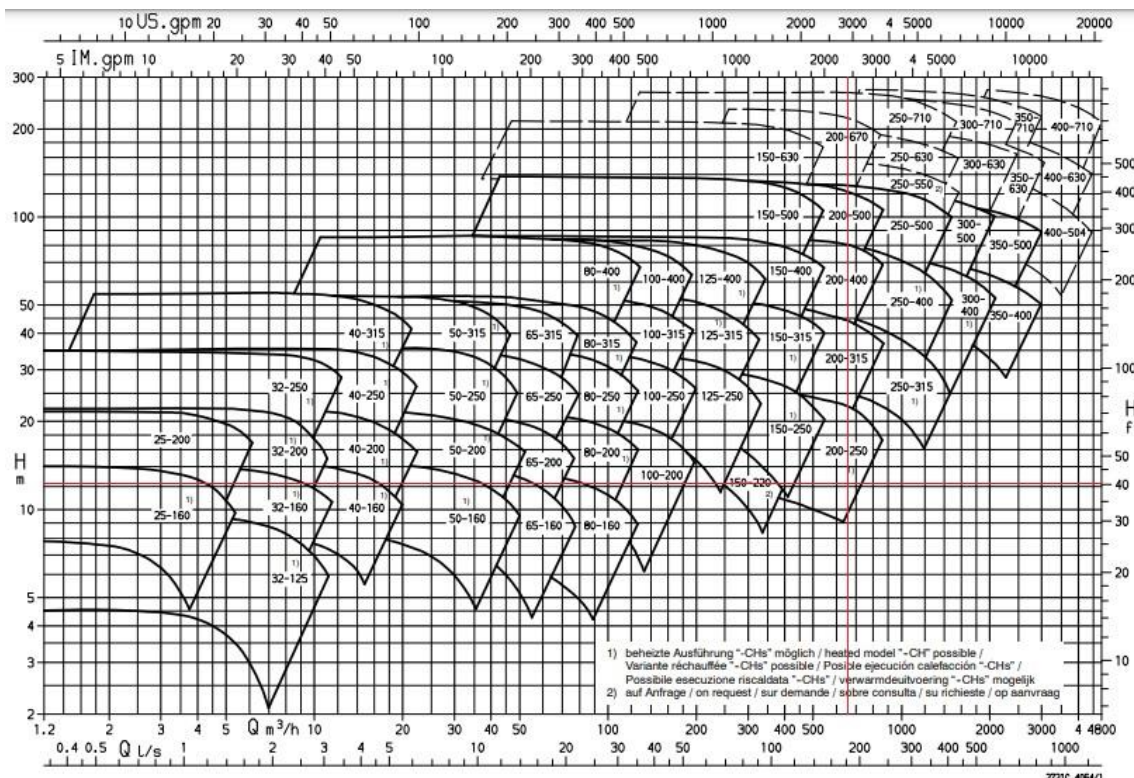


Ilustración 28. Curvas características de las bombas centrifugas CPKN 1750 rpm

1.3. Dimensionado de los depósitos UF

El diseño de los depósitos se basa en el volumen de almacenamiento necesario, además de ampliar un 20% su capacidad para evitar posibles desbordamientos.

- **Depósito de alimentación D1**

El depósito D1 almacena el agua residual producida en un día para ser procesada mediante el sistema de membranas, por lo tanto, el volumen que debe almacenar es de 50.000 litros.

Si se amplía un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 60.000 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 60.000 litros.

- **Depósito permeado D2**

El depósito D2 almacena el permeado final obtenido tras el proceso de ultrafiltración del agua residual durante 5,08 horas.

El volumen de permeado que se obtiene es de 41.182 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 49.418 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 50.000 litros.

- **Depósito D3**

El depósito D3 almacena el agua de aclarado que circula por las tuberías de las corrientes de permeado.

Como se ha indicado anteriormente, el caudal del agua de aclarado es igual al caudal de permeado que circula por estas tuberías para asegurar una buena limpieza de estas, por lo tanto:

$$Q_P = 8.100 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta que el enjuague se realiza durante 15 min (0,25 h), el volumen de agua será igual a 2.025 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 2.430 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 3.000 litros.

- **Depósito D4 y D5**

Los depósitos D4 y D5 almacenan el agua de aclarado que circula por las tuberías de las corrientes de rechazo.

Como en el caso anterior, el caudal del agua de aclarado es igual al caudal de rechazo que circula por estas tuberías para asegurar una buena limpieza de estas, por lo tanto:

$$Q_R = 1.093.411 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta que el enjuague se realiza durante 15 min (0,25 h), el volumen de agua será igual a 273.353 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 328.023 litros. Por lo tanto, se seleccionan dos depósitos con una capacidad de 175.000 litros, puesto que no se han encontrado depósitos tan grandes como para almacenar todo el agua de aclarado.

- **Depósito rechazo D6**

El depósito D6 almacena el rechazo final obtenido tras el proceso de ultrafiltración del agua residual durante 5,08 horas.

El volumen de rechazo que se obtiene es de 8.818,34 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 10.582 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 12.000 litros.

- **Depósito D7**

El depósito D7 almacena la disolución de NaOH para realizar la limpieza alcalina que se utiliza limpiar las tuberías y recuperar la permeabilidad de las membranas. Para averiguar el volumen necesario de este depósito es necesario el cálculo del volumen muerto de las tuberías y de las membranas.

Para determinar el volumen muerto de la etapa de ultrafiltración se toman los tramos de tuberías correspondientes al circuito de limpieza, por lo tanto:

- Volumen muerto tuberías

En el caso del volumen muerto de las tuberías se emplea la ecuación (4) con la que se obtienen los volúmenes para los diferentes tramos de tuberías como se observa en la

Tabla 57.

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot L \quad (4)$$

Tabla 57. Volumen muerto tramos tuberías ultrafiltración

Tramo UF	Volumen muerto (m ³)
Tramo 1	0,343
Tramo 2	8,163
Tramo 3	3,610
Tramo 4	0,096
Tramo 5	0,096
Tramo 6	3,433
Tramo 7	8,860
Tramo 8	0,001
Tramo 9	0,031
Tramo 10	0,110
Tramo 11	1,370
Tramo 12	0,425
TOTAL =	24,63

$$V_{total} = 24,63 \text{ m}^3 = 24.634 \text{ L}$$

- Volumen muerto membranas

El volumen muerto de las membranas se conoce con el producto entre el volumen de cada módulo de membranas y el número de módulos de membranas:

$$V = V_{módulo} \cdot N_{módulos}$$

El volumen de cada módulo de membranas se calcula con la siguiente ecuación:

$$V_{\text{módulo}} = S_{\text{trans}} \cdot L_{\text{módulo}}$$
$$V_{\text{módulo}} = (2,27 \cdot 10^{-3}) \cdot 1,092 = 2,48 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

Por lo tanto:

$$V_{\text{total}} = (2,48 \cdot 10^{-3}) \cdot 90 = 0,223 \text{ m}^3 = 223 \text{ L}$$

Finalmente:

$$V_{\text{muerto total}} = 24.634 + 223 = 24.857 \text{ L}$$

El volumen del depósito D7 se considera el doble de volumen muerto total siendo igual a 49.713 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 54.685 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 55.000 litros.

- **Depósito D8**

El depósito D8 almacena el producto Ultrasil 53 para realizar la limpieza enzimática que se utiliza limpiar las tuberías y recuperar la permeabilidad de las membranas. Para averiguar el volumen necesario de este depósito es necesario el cálculo del volumen muerto de las tuberías y de las membranas.

Por lo tanto, el volumen necesario de este depósito será el mismo al del depósito D7 e igual a 49.713 litros. Ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 54.685 litros, por lo que se selecciona un depósito con una capacidad de 55.000 litros.

2. Diseño de la primera etapa de nanofiltración

El factor de reducción de volumen (FRV) alcanzado en la bibliografía es de 5, por lo tanto, a partir de este valor y del caudal a tratar por la instalación, se tiene que:

$$FRV = \frac{Q_A}{Q_R} \rightarrow 5 = \frac{41.181,66}{Q_R} \rightarrow Q_R = 8.236,33 \text{ kg/día}$$

Por lo tanto, mediante un balance, se obtiene que el caudal de permeado es de:

$$Q_P = Q_A - Q_R = 41.181,66 - 8.236,33 = 32.945,33 \text{ kg/día}$$

Se ha considerado que el tiempo de operación de esta etapa de tratamiento es igual a 8h incluyendo la limpieza, la cual tiene una duración de 1 hora y 50 min. Por tanto, la duración de tratamiento mediante nanofiltración es de 6 horas y 10 min (6,17 h). De este modo, el caudal de permeado obtenido será:

$$Q_P = 5.342,49 \text{ kg/h}$$

Se ha considerado para calcular el área de membrana que la densidad de flujo de permeado corresponde a la densidad de flujo de permeado media: $J_p = 6,5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$

Con estos datos se puede obtener el área total de la instalación de membranas de NF, puesto que:

$$J_p = \frac{Q_P}{A_T} \rightarrow A_T = \frac{Q_P}{J_p} = \frac{5.342,49}{6,5} = 821,92 \text{ m}^2$$

La membrana seleccionada por el artículo de referencia cuenta con una superficie activa de 1,8 m² por lo que no se puede utilizar a nivel industrial. Por eso se ha seleccionado la misma membrana de arrollamiento en espiral, pero con superficie activa de 32 m² del catálogo comercial, la cual cuenta con un espaciador de 31 mil de espesor (h). La Tabla 22 de la memoria muestra las características del módulo comercial correspondiente a la membrana seleccionada.

Las características técnicas de la membrana, las cuales se conocen a partir del catálogo son las siguientes:

Área de membrana de un módulo: $A_m = 32 \text{ m}^2$

Espesor espaciador: $h = 31 \text{ mil}$

Longitud de la membrana: $L = 1.016 \text{ mm}$

Por lo tanto, al conocer el área de un módulo suministrada por el fabricante, el número de módulos necesarios será de:

$$N^{\circ} \text{ módulos} = \frac{A_T}{A_m} = \frac{821,92}{32} = 25,69 \approx 26 \text{ módulos}$$

Finalmente se recalcula el área total, el caudal de permeado y el tiempo de operación para el número de módulos estimados:

$$A'_T = N^{\circ} \text{ módulos} \cdot A_m = 26 \cdot 32 = 832 \text{ m}^2$$

$$Q'_P = J_p \cdot A'_T = 6,5 \cdot 832 = 5.408 \text{ kg/h}$$

$$t' = \frac{5.342,49 \cdot 6,17}{5.408} = 6,09 \text{ h}$$

El siguiente paso es obtener el caudal de alimentación de cada uno de los módulos de membrana (Q_m), el cual se calcula con la siguiente ecuación:

$$Q_m = v_{\text{tangencial}} \cdot S_{\text{trans}}$$

De acuerdo con (Radu, van Steen, Vrouwenvelder, van Loosdrecht, & Picioreanu, 2014) la velocidad tangencial típica de un módulo de arrollamiento en espiral de nanofiltración está comprendida entre 0,06 m/s y 0,20 m/s. No obstante, (Fuqaha & Friedl, 2014) indican que velocidades tangenciales de hasta 0,03 m/s son adecuadas para módulos espirales de nanofiltración. Para seleccionar el número de módulos de membranas que se deben disponer en paralelo se ha tomado el valor intermedio entre los recomendados por (Radu, van Steen, Vrouwenvelder, van Loosdrecht, & Picioreanu, 2014). Por lo que se tomará un valor igual a 0,14 m/s.

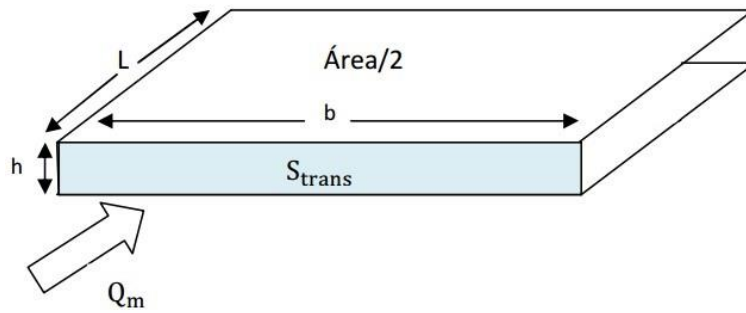


Ilustración 29. Módulo de membrana de arrollamiento en espiral

Para conocer la superficie transversal del módulo de arrollamiento en espiral se utiliza la siguiente ecuación:

$$S_{\text{trans}} = h \cdot b \cdot \varepsilon$$

Siendo:

- h = altura del espaciador
- ε = porosidad del espaciador

Y pudiéndose calcular el valor de b conociendo la longitud del módulo, la cual es conocida por el catálogo del fabricante:

$$b = \frac{A_m}{2 \cdot L} = \frac{32}{2 \cdot 1,016} = 15,75 \text{ m}$$

Conociendo b y la altura del espaciador = 31 mil y considerando $\varepsilon = 0,89$, un valor promedio, se calcula el área transversal:

$$S_{\text{trans}} = (7,874 \cdot 10^{-4}) \cdot 15,75 \cdot 0,89 = 0,011 \text{ m}^2$$

Y, finalmente se obtiene:

$$Q_m = 0,14 \cdot 0,011 = 1,545 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

Teniendo en cuenta la densidad del agua residual y que opera durante 6,09 horas al día:

$$Q_m = 5.562,14 \text{ kg/h} = 33.884,37 \text{ kg/día}$$

Por tanto, el número de módulos a colocar en paralelo será igual a:

$$N_{\text{paralelo}} = \frac{Q_A}{Q_m} = \frac{41.181,66}{33.884,37} = 1,22 \approx 2 \text{ módulos}$$

Recalculando el caudal de entrada al módulo:

$$Q'_m = \frac{Q_A}{N_{\text{paralelo}}} = \frac{41.181,66}{2} = 20.590,83 \text{ kg/día} = 20,59 \text{ m}^3/\text{día}$$

Puesto que la velocidad tangencial típica de un módulo de arrollamiento en espiral de nanofiltración está comprendida entre 0,06 m/s y 0,20 m/s, se recalcula la velocidad tangencial para comprobar si está comprendida entre esos valores:

$$v_{\text{tangencial}} = \frac{Q'_m}{S_{\text{trans}}} = \frac{9,39 \cdot 10^{-4}}{0,011} = 0,09 \text{ m/s}$$

Tomando 9 membranas en cada uno de los tubos de presión en paralelo se calculan los caudales de salida del tubo de presión para ver si cumplen con los valores recomendados en la bibliografía:

Recalculando los caudales de salida del módulo:

$$Q'_{P1} = N_{\text{serie}} \cdot Q_{Pm} = 9 \cdot 1,27 = 11,40 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q'_{R1} = Q'_m - Q'_{P1} = 20,59 - 11,40 = 9,19 \text{ m}^3/\text{día}$$

Finalmente se recalcula la velocidad tangencial a la salida de cada uno de los dos tubos de presión en paralelo:

$$v_{\text{tangencial}} = \frac{Q'_{R1}}{S_{\text{trans}}} = \frac{4,19 \cdot 10^{-4}}{0,011} \approx 0,04 \text{ m/s}$$

La velocidad es superior a 0,03 m/s, la cual es la velocidad mínima que consideran como adecuada (Fuqaha & Friedl, 2014) para módulos en espiral en procesos de nanofiltración.

Por lo tanto, el factor de reducción de volumen de la primera etapa será:

$$FRV_1 = \frac{Q'_m}{Q'_{R1}} = \frac{20,59}{9,19} = 2,24$$

Para la segunda etapa se conoce que el caudal de rechazo es igual a 8.236,33 kg/día y puesto que los módulos en paralelo se comportan idénticamente, el caudal de entrada y de permeado serán:

$$Q_{R12} = Q_{A3} = 2 \cdot Q'_{R1} = 2 \cdot 9,19 = 18,37 \text{ m}^3/\text{día} = 18.373,36 \text{ kg/día}$$

$$Q_{P3} = Q_{A3} - Q_{R3} = 18.373,36 - 8.236,33 = 10.137,02 \text{ kg/día} = 10,14 \text{ m}^3/\text{día}$$

A continuación, conociendo el caudal de permeado se determina el número de módulos de membranas que se deben poner en serie en la segunda etapa del proceso:

$$N_{\text{serie}} = \frac{Q_{P3}}{Q_{Pm}} = \frac{10,14}{1,27} = 8 \text{ módulos}$$

Tomando 8 membranas en el tubo de presión de la segunda etapa, se recalculan los caudales de salida del módulo:

$$Q'_{P3} = N_{serie} \cdot Q_{Pm} = 8 \cdot 1,27 = 10,14 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q'_{R3} = Q_{A3} - Q'_{P3} = 18,37 - 10,14 = 8,24 \text{ m}^3/\text{día}$$

Seguidamente, se recalcula la velocidad tangencial a la salida para comprobar que la velocidad tangencial está dentro de los valores recomendados:

$$v_{tangencial} = \frac{Q'_{R3}}{S_{trans}} = \frac{3,76 \cdot 10^{-4}}{0,011} \approx 0,03 \text{ m/s}$$

Como indican (Fuqaha & Friedl, 2014) el valor de la velocidad tangencial corresponde a la velocidad mínima que se considera correcta para módulos en espiral en procesos de nanofiltración, por lo tanto, la disposición de los módulos es correcta.

El factor de reducción de volumen de la segunda etapa será:

$$FRV_2 = \frac{Q_{A3}}{Q'_{R3}} = \frac{18,37}{8,24} = 2,23$$

Finalmente, el factor de reducción de volumen (FRV) es igual a:

$$FRV = FRV_1 \cdot FRV_2 = \frac{Q_A}{Q'_{R3}} = 2,24 \cdot 2,23 = 5$$

Y el caudal de permeado total que se obtiene es:

$$Q_{PT} = Q_A - Q'_{R3} = 41.181,66 - 8.236,33 = 32.945,33 \text{ kg/día}$$

2.1. Tuberías principales de la primera NF

- Tubería de alimentación común a los dos tubos de presión (Tramo 13):

El caudal que circula por estas tuberías es el de alimentación, resultante del permeado obtenido en la etapa anterior de UF, por lo tanto, teniendo en cuenta que la planta opera 6,09 horas al día:

$$Q_A = 41.181,66 \text{ kg/día} = 6.760 \text{ kg/h} = 1,88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_A}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,88 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,04 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 38 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 37,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,73 m/s.

- Tuberías de entrada a los dos tubos de presión de la primera etapa (Tramo 14):

El caudal que circula por estas tuberías es el caudal de alimentación dividido por el número de los tubos de presión, por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \left(\frac{Q_A}{2}\right)}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (9,39 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,028 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 28 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 27,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,62 m/s.

- Tubería de salida de permeado de cada tubo de presión de la primera etapa (Tramo 17):

El caudal de permeado de cada módulo es de 1.267,13 kg/día, considerando que la planta opera 6,09 horas al día y que cuenta con 9 módulos en cada tubo de presión, se obtiene:

$$Q_P = 11.404,15 \text{ kg/día} = 1.872 \text{ kg/h} = 5,2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_P}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (5,2 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,021 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 20 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 19,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,8 m/s.

- Tubería común a las dos salidas de permeado de la primera etapa (Tramo 18)

El caudal que circula por esta tubería corresponde a la suma de los dos caudales de permeado de la primera etapa, por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot (2 \cdot Q_P)}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,04 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,03 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 30 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 29,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,55 m/s.

- Tubería de salida de rechazo de cada tubo de presión de la primera etapa (Tramo 15):

El caudal de rechazo de cada tubo de presión es igual a la diferencia entre el caudal de alimentación y el de permeado, por lo tanto:

$$Q_R = 9.186,68 \text{ kg/día} = 1.508 \text{ kg/h} = 4,19 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_R}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (4,19 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,019 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 18 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 17,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,8 m/s.

- Tubería común a las dos salidas de rechazo de la primera etapa y entrada al tubo de presión de la segunda etapa (Tramo 16)

El caudal que circula por esta tubería corresponde a la suma de los dos caudales de rechazo de la primera etapa, por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot (2 \cdot Q_R)}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (8,38 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,027 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 25 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 24,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,82 m/s.

- Tubería de salida de permeado del tubo de presión de la segunda etapa (Tramo 20):

El caudal de permeado de cada módulo es de 1.267,13 kg/día, considerando que la planta opera 6,09 horas al día y que el tubo de presión cuenta con 8 módulos, se obtiene:

$$Q_P = 10.137,02 \text{ kg/día} = 1.664 \text{ kg/h} = 4,62 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_P}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (4,62 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,02 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 20 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 19,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,6 m/s.

- Tubería permeado total (Tramo 21)

El caudal de permeado total es la suma de los tres caudales de permeado a la salida de los tubos de presión, por lo tanto:

$$Q_{PT} = 32.945,33 \text{ kg/día} = 5.408 \text{ kg/h} = 1,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{PT}}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,5 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,036 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 35 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 34,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,64 m/s.

- Tubería de salida de rechazo del tubo de presión de la segunda etapa (Tramo 19):

El caudal de rechazo de cada tubo de presión es igual a la diferencia entre el caudal de alimentación y el de permeado, por lo tanto:

$$Q_R = 8.236,33 \text{ kg/día} = 1.352 \text{ kg/h} = 3,76 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_R}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (3,76 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,018 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 18 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 17,2 mm. Recalculando se obtiene una velocidad de 1,62 m/s.

2.2. Dimensionado de las bombas NF1

Para el cálculo de la altura que debe proporcionar las bombas de la primera nanofiltración se sigue el mismo procedimiento que en la etapa anterior de ultrafiltración, empleando la ecuación de Bernoulli.

En primer lugar, para el cálculo de la altura que debe proporcionar la bomba se calcula el diferencial de presión. Esta presión corresponde a la presión que debe ser capaz de proporcionar la bomba para que las membranas produzcan las corrientes deseadas.

La presión que debe proporcionar la bomba se determina en función de la presión de operación y la caída de presión máxima del módulo.

En este caso la presión en el punto de impulsión corresponde a la presión a la entrada de los tubos de presión. Por tanto:

$$P_I = P_e$$

La pérdida de carga de cada membrana es igual a 2 bar cuando se trabaja con el máximo caudal de alimentación que soporta la membrana, suponiendo que no se trabaja con ese máximo caudal la pérdida de carga será menor, por lo que se toma 1,5 bar. Por lo tanto, contando con las 9 membranas de los 2 primeros tubos de presión, la pérdida de carga será de 13,5 bar. Además, se debe aportar la TMP de 8 bar, lo que resulta:

$$P_I = TMP + \frac{\Delta P}{2} \rightarrow P_I = 8 + \frac{13,5}{2} \rightarrow P_I = 14,75 \text{ bar}$$

$$P_s = P_e - \Delta P = 14,75 - 13,5 = 1,25 \text{ bar}$$

Finalmente, puesto que la presión en los puntos de aspiración (P_A) es igual a cero, el término del diferencial de presión será de 14,75 bar = 1.475.000 Pa.

En referente al diferencial de altura, se considera que la elevación del punto de aspiración z_A es de 0 metros, mientras que el de elevación z_I es de 0,75 metros.

En cuanto al cálculo de las pérdidas primarias se realiza del mismo modo que en la etapa anterior de UF. Por lo tanto, el factor de fricción para cada tramo de tuberías se muestra en la Tabla 58.

Tabla 58. Factor de fricción tuberías primera nanofiltración

Tuberías NF1	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Número de Reynolds (Re)	Rugosidad relativa (ϵ_r)	Factor de fricción (f)
Tramo 13	38	1,73	73.684	$5,26 \cdot 10^{-5}$	$1,94 \cdot 10^{-2}$
Tramo 14	28	1,62	50.777	$7,14 \cdot 10^{-5}$	$2,14 \cdot 10^{-2}$
Tramo 15	18	1,80	36.421	$1,11 \cdot 10^{-4}$	$2,32 \cdot 10^{-2}$
Tramo 16	25	1,82	51.106	$8,00 \cdot 10^{-5}$	$2,16 \cdot 10^{-2}$
Tramo 19	18	1,62	32.653	$1,11 \cdot 10^{-4}$	$2,42 \cdot 10^{-2}$

Finalmente, con el factor de fricción se obtienen las pérdidas primarias, lo cual se indica en la Tabla 59.

Tabla 59. Pérdidas primarias primera nanofiltración

Tuberías NF1	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Longitud tubería (m)	Factor de fricción (f)	Pérdidas primarias
Tramo 13	38	1,73	12,8	$1,94 \cdot 10^{-2}$	0,99
Tramo 14	28	1,62	1,0	$2,14 \cdot 10^{-2}$	0,10
Tramo 15	18	1,80	1,5	$2,32 \cdot 10^{-2}$	0,32
Tramo 16	25	1,82	2,0	$2,16 \cdot 10^{-2}$	0,29
Tramo 19	18	1,62	13,2	$2,42 \cdot 10^{-2}$	2,36
Total =					4,07

El cálculo de las pérdidas secundarias se lleva a cabo de manera análoga a la etapa anterior de UF, considerando también una velocidad a través de los componentes de 1,5 m/s. En la Tabla 60 se muestran las pérdidas de cada uno de los componentes.

Tabla 60. Pérdidas secundarias primera nanofiltración

Componente NF1	Cantidad	K	Velocidad (m/s)	Pérdidas secundarias (m)
Válvula	8	0,131	1,5	0,12
Unión en T	6	0,300	1,5	0,21
Codo de 90°	13	0,750	1,5	1,12
TOTAL =				1,44

Una vez obtenidos todos los términos de la ecuación de Bernoulli se obtiene la altura de la bomba necesaria:

$$H_B = \frac{1.475.000}{1000 \cdot 9,81} + 0,75 - 0 + (4,07 + 1,44) = 152,55 \text{ m}$$

Selección bomba B8

Por otra parte, el caudal que ha de proporcionar la bomba B8 es igual al caudal de alimentación, $Q_A = 1,88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 6,76 \text{ m}^3/\text{h}$.

Con la ayuda del catálogo (Ilustración 31) se determina el modelo de bomba más adecuado el cual es la bomba CPKN-CHs 40-315.

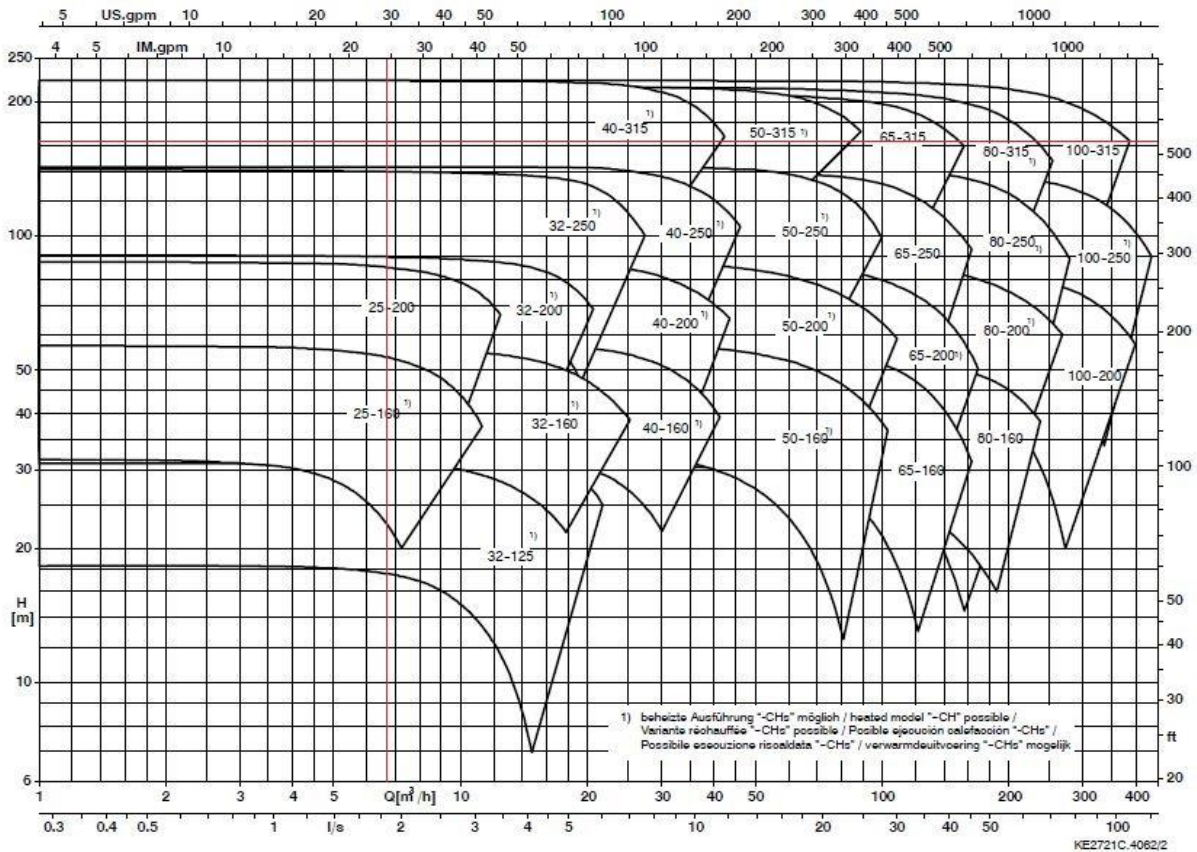


Ilustración 31. Curvas características de las bombas centrífugas CPKN-CHs 3500 rpm

- **Bomba B9: Impulsión del agua residual al último tubo de presión**

La bomba B9 se encarga de impulsar el rechazo de los dos primeros tubos de presión alimentando el último tubo de presión, aumentando así la presión hasta la necesaria para las membranas de este tubo.

Como en el caso de la bomba B8, en primer lugar, la presión en el punto de impulsión corresponde a la presión a la entrada de los tubos de presión y, además, la pérdida de carga se supone que es igual a 1,5 bar porque no se trabaja con el máximo caudal.

Por lo tanto, contando con las 7 membranas del tubo de presión, la pérdida de carga será de 12 bar. Asimismo, se debe aportar la TMP de 8 bar, lo que resulta:

$$P_l = TMP + \frac{\Delta P}{2} \rightarrow P_l = 8 + \frac{12}{2} \rightarrow P_l = 14 \text{ bar}$$

$$P_s = P_e - \Delta P = 14 - 12 = 2 \text{ bar}$$

Finalmente, puesto que la presión en los puntos de aspiración (P_A) es igual a cero, el término del diferencial de presión será de 14 bar = 1.400.000 Pa.

En referente al diferencial de altura, se considera que es cero puesto que el tubo de presión en el que están contenidos los 8 módulos de membranas se encuentran a la misma altura que la bomba.

Una vez obtenidos todos los términos de la ecuación de Bernoulli se obtiene la altura de la bomba necesaria:

$$H_B = \frac{1.400.000}{1000 \cdot 9,81} + 0 = 142,71 \text{ m}$$

Selección bomba B9

Por otra parte, el caudal que ha de proporcionar la bomba B9 es igual a la suma de los caudales del rechazo a la salida de los dos primeros tubos de presión, lo que es igual al caudal de alimentación del último tubo de presión, $Q_{A3} = 8,38 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} = 3,02 \text{ m}^3/\text{h}$.

Con la ayuda del catálogo (Ilustración 32) se determina el modelo de bomba más adecuado el cual es la bomba CPKN-CHs 40-315.

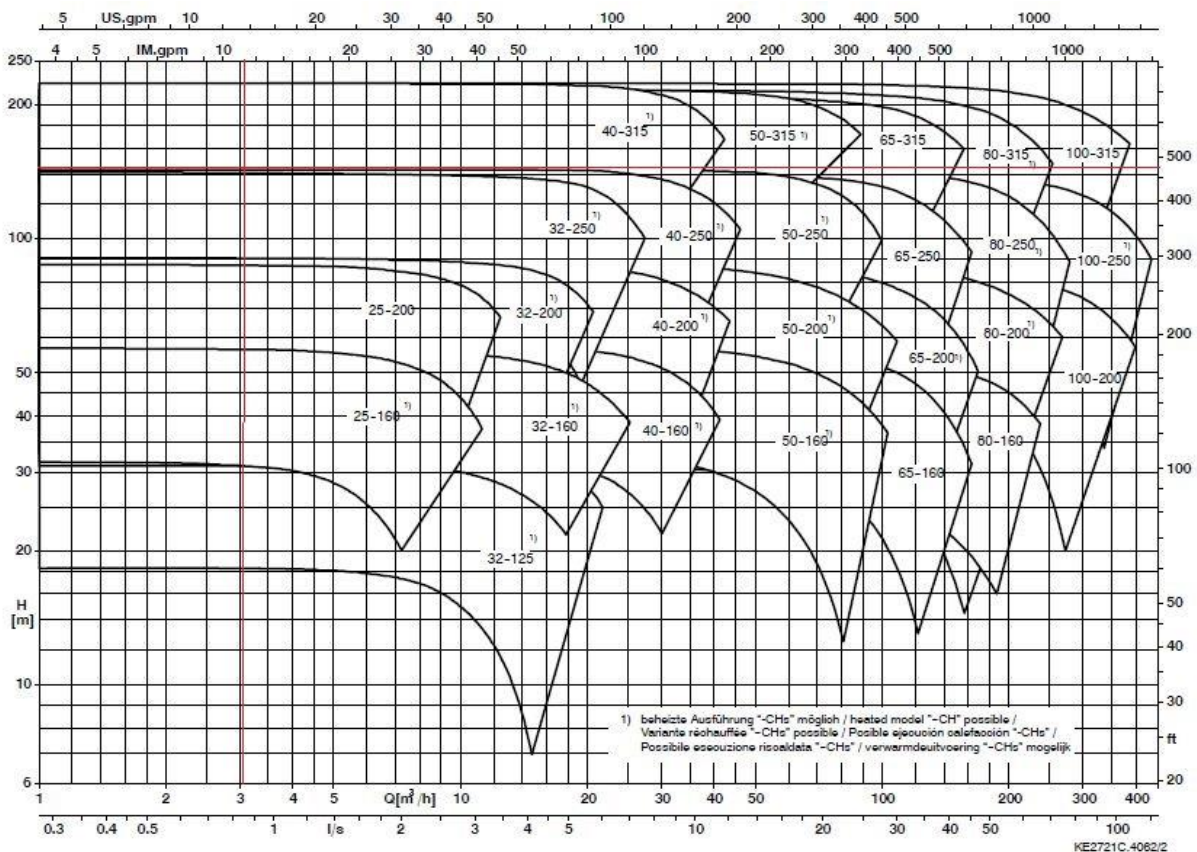


Ilustración 32. Curvas características de las bombas centrífugas CPKN-CHs 3500 rpm

- **Bomba B10: impulsión disolución limpieza enzimática**

La bomba B10 se encarga de impulsar la disolución de limpieza desde el depósito D14, donde se encuentra almacenada, hasta el depósito de alimentación D9.

En este caso, el caudal impulsado por la bomba no es conocido, sin embargo, se puede determinar a partir de un volumen y de un tiempo establecidos.

Por lo tanto, el volumen utilizado es el del depósito de la disolución de limpieza D14 (cálculo en el apartado 2.3. del Anexo I), 750 L, y el tiempo utilizado es el que se estima que tarda en llegar la disolución al depósito de alimentación D9, 5 min. Así pues, el caudal que debe proporcionar esta bomba es igual a $Q_L = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 9 \text{ m}^3/\text{h}$.

- **Depósito de alimentación D9**

El depósito D9 almacena el permeado procedente de la etapa anterior de UF para ser procesada mediante el sistema de membranas, por lo tanto, el volumen que debe almacenar es de 41.182 litros.

Si se amplía un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 49.418 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 50.000 litros.

- **Depósito permeado D10**

El depósito D10 almacena el permeado final obtenido tras el proceso de nanofiltración del agua residual durante 6,09 horas.

El volumen de permeado que se obtiene es de 32.945 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 39.534 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 40.000 litros.

- **Depósito D11**

El depósito D11 almacena el agua de aclarado que circula por las tuberías de las corrientes de permeado.

Como se ha indicado anteriormente, el caudal del agua de aclarado es igual al caudal de permeado que circula por estas tuberías para asegurar una buena limpieza de estas, por lo tanto:

$$Q_P = 5.408 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta que el segundo enjuague se realiza durante 30 min (0,5 h), el volumen de agua será igual a 2.704 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 3.245 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 4.000 litros.

- **Depósito rechazo D12**

El depósito D12 almacena el rechazo final obtenido tras el proceso de nanofiltración del agua residual durante 6,09 horas.

El volumen de rechazo que se obtiene es de 8.236 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 9.884 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 10.000 litros.

- **Depósito D13**

El depósito D13 almacena el agua de aclarado que circula por las tuberías de las corrientes de rechazo.

Como en el caso del depósito D11, el caudal del agua de aclarado es igual al caudal de rechazo que circula por estas tuberías para asegurar una buena limpieza de estas, por lo tanto:

$$Q_R = 1.352 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta que el segundo enjuague se realiza durante 30 min (0,5 h), el volumen de agua será igual a 676 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 811 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 1.000 litros.

- **Depósito D14**

El depósito D14 almacena el producto Ultrasil 53 para realizar la limpieza enzimática que se utiliza limpiar las tuberías y recuperar la permeabilidad de las membranas. Para averiguar el volumen necesario de este depósito es necesario el cálculo del volumen muerto de las tuberías y de las membranas, este cálculo se lleva a cabo de forma análoga a la etapa anterior de UF.

Para determinar el volumen muerto de la etapa de nanofiltración se toman los tramos de tuberías correspondientes al circuito de limpieza, por lo tanto:

- Volumen muerto tuberías

En el caso del volumen muerto de las tuberías se emplea la ecuación (4) con la que se obtienen los volúmenes para los diferentes tramos de tuberías como se observa en la Tabla 61.

Tabla 61. Volumen muerto tramos tuberías primera nanofiltración

Tramo NF1	Volumen muerto (m ³)
Tramo 13	1,39E-02
Tramo 14	5,81E-04
Tramo 15	3,49E-04
Tramo 16	9,20E-04
Tramo 17	2,90E-04
Tramo 18	1,88E-03
Tramo 19	2,25E-03
Tramo 20	3,47E-04
Tramo 21	4,78E-03
TOTAL =	2,53E-02

$$V_{total} = 2,53 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3 = 25 \text{ L}$$

- Volumen muerto membranas

Operando de manera análoga a la etapa anterior de ultrafiltración:

$$V_{módulo} = 0,011 \cdot 1,016 = 1,12 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3$$

Por lo tanto:

$$V_{total} = (1,12 \cdot 10^{-2}) \cdot 26 = 0,292 \text{ m}^3 = 292 \text{ L}$$

Finalmente:

$$V_{muerto\ total} = 25 + 292 = 317 \text{ L}$$

El volumen del depósito D14 se considera el doble de volumen muerto total siendo igual a 634 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 697 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 1.000 litros.

3. Diseño de la segunda etapa de nanofiltración

El factor de reducción de volumen (FRV) alcanzado en la bibliografía es de 5, por lo tanto, a partir de este valor y del caudal a tratar por la instalación, se tiene que:

$$FRV = \frac{Q_A}{Q_R} \rightarrow 5 = \frac{32.945,33}{Q_R} \rightarrow Q_R = 6.598,07 \text{ kg/día}$$

Por lo tanto, mediante un balance, se obtiene que el caudal de permeado es de:

$$Q_P = Q_A - Q_R = 32.945,33 - 6.598,07 = 26.356,26 \text{ kg/día}$$

Se ha considerado que el tiempo de operación de esta etapa de tratamiento es igual a 8h incluyendo la limpieza, la cual tiene una duración de 1 hora y 50 min. Por tanto, la duración de tratamiento mediante ultrafiltración es de 6 horas y 10 min (6,17 h). De este modo, el caudal de permeado obtenido será:

$$Q_P = 4.274 \text{ kg/h}$$

Se ha considerado para calcular el área de membrana que la densidad de flujo de permeado corresponde a la densidad de flujo de permeado media: $J_p = 19,5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$

Con estos datos se puede obtener el área total de la instalación de membranas de NF, puesto que:

$$J_p = \frac{Q_P}{A_T} \rightarrow A_T = \frac{Q_P}{J_p} = \frac{4.274}{19,5} = 219,18 \text{ m}^2$$

La membrana seleccionada por el artículo de referencia cuenta con una superficie activa de 2,5 m² por lo que no se puede utilizar a nivel industrial. Por eso se ha seleccionado la misma membrana de arrollamiento en espiral, pero con superficie activa de 34 m² del catálogo comercial, la cual cuenta con un espaciador de 30 mil de espesor (h). La Tabla 33 de la memoria muestra las características del módulo comercial correspondiente a la membrana seleccionada.

Las características técnicas de la membrana, las cuales se conocen a partir del catálogo son las siguientes:

Área de membrana de un módulo: $A_m = 34 \text{ m}^2$

Espesor espaciador: $h = 30 \text{ mil}$

Longitud de la membrana: $L = 1.016 \text{ mm}$

Por lo tanto, al conocer el área de un módulo suministrada por el fabricante, el número de módulos necesarios será de:

$$N^{\circ} \text{ módulos} = \frac{A_T}{A_m} = \frac{219,18}{34} = 6,45 \approx 7 \text{ módulos}$$

Finalmente se recalcula el área total y el caudal de permeado para el número de módulos necesarios:

$$A'_T = N^{\circ} \text{ módulos} \cdot A_m = 7 \cdot 34 = 238 \text{ m}^2$$

$$Q'_P = J_p \cdot A'_T = 19,5 \cdot 238 = 4.641 \text{ kg/h}$$

$$t' = \frac{4.641 \cdot 6,17}{4.274} = 5,68 \text{ h}$$

La segunda etapa de nanofiltración está conectada en serie con la primera etapa de nanofiltración donde el tiempo de operación es igual a 6,09 h, por lo tanto, la segunda nanofiltración empieza cuando la primera lleva ya un tiempo operando.

El siguiente paso es obtener el caudal de alimentación de cada uno de los módulos de membrana (Q_m), llevando a cabo el mismo proceso de calculo que para la primera nanofiltración.

$$Q_m = v \cdot S_{trans}$$

Donde la velocidad tangencial típica de un módulo de arrollamiento en espiral de nanofiltración y está comprendida entre 0,06 m/s y 0,20 m/s (Radu, van Steen, Vrouwenvelder, van Loosdrecht, & Picioreanu, 2014). Por lo que se tomará el valor intermedio igual a 0,15 m/s.

Para conocer la superficie transversal del módulo de arrollamiento en espiral se utiliza la siguiente ecuación:

$$S_{trans} = h \cdot b \cdot \varepsilon$$

El valor de b se calcula conociendo la longitud del módulo, la cual es conocida por el catálogo del fabricante:

$$b = \frac{A_m}{2 \cdot L} = \frac{34}{2 \cdot 1,016} = 16,73 \text{ m}$$

Conociendo b y la altura del espaciador = 30 mil y considerando $\varepsilon = 0,89$, un valor promedio, se calcula el área transversal:

$$S_{trans} = (7,62 \cdot 10^{-4}) \cdot 16,73 \cdot 0,89 = 0,011 \text{ m}^2$$

Y, finalmente se obtiene:

$$Q_m = 0,15 \cdot 0,011 = 1,702 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

Teniendo en cuenta la densidad del agua residual y que opera durante 5,68 horas al día:

$$Q_m = 6.127,65 \text{ kg/h} = 34.798,95 \text{ kg/día}$$

Por tanto, el número de módulos a colocar en paralelo será igual a:

$$N_{paralelo} = \frac{Q_A}{Q_m} = \frac{32.945,33}{34.798,95} = 0,95 \approx 1 \text{ módulo}$$

Como el número de módulos es igual a 1, el caudal de entrada al módulo será igual al caudal de alimentación:

$$Q'_m = \frac{Q_A}{N_{paralelo}} = \frac{32.945,33}{1} = 32.945,33 \text{ kg/día} = 32,94 \text{ m}^3/\text{día}$$

Puesto que la velocidad tangencial típica de un módulo de arrollamiento en espiral de nanofiltración está comprendida entre 0,06 m/s y 0,20 m/s, se recalcula la velocidad tangencial para comprobar si está comprendida entre esos valores:

$$v_{tangencial} = \frac{Q'_m}{S_{trans}} = \frac{1,61 \cdot 10^{-3}}{0,011} = 0,14 \text{ m/s}$$

El caudal de permeado de cada una de las membranas será igual a:

$$Q_{Pm} = J_p \cdot A_m = 19,5 \cdot 34 = 663 \text{ kg/h} = 3.765,18 \text{ kg/día} = 3,76 \text{ m}^3/\text{día}$$

Tomando 7 membranas para el tubo de presión se calcula el caudal de salida de este para ver si cumple con los valores recomendados en la bibliografía:

Recalculando los caudales de salida del módulo:

$$Q'_P = N_{serie} \cdot Q_{Pm} = 7 \cdot 3,76 = 26,36 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q'_R = Q'_m - Q'_P = 32,94 - 26,36 = 6,59 \text{ m}^3/\text{día}$$

Finalmente se recalcula la velocidad tangencial a la salida del tubo de presión:

$$v_{tangencial} = \frac{Q'_{R1}}{S_{trans}} = \frac{3,22 \cdot 10^{-4}}{0,011} \approx 0,03 \text{ m/s}$$

Como indican (Fuqaha & Friedl, 2014) el valor de la velocidad tangencial corresponde a la velocidad mínima que se considera correcta para módulos en espiral en procesos de nanofiltración, por lo tanto, la disposición de los módulos es correcta.

Por lo tanto, el factor de reducción de volumen de la segunda etapa será:

$$FRV = \frac{Q'_m}{Q_R} = \frac{32.945,33}{6.589,07} = 5$$

3.1. Tuberías principales de la segunda NF

- Tubería de alimentación al tubo de presión (Tramo 22):

El caudal que circula por estas tuberías es el de alimentación, resultante del permeado obtenido en la etapa anterior de NF, por lo tanto, teniendo en cuenta que la planta opera 5,68 h al día:

$$Q_A = 32.945,33 \text{ kg/día} = 5.801,25 \text{ kg/h} = 1,61 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_A}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,61 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,037 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 35 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 34,2 mm. Recalculando la velocidad tangencial se obtiene un valor de 1,75 m/s.

- Tubería de salida de permeado (Tramo 24):

El caudal de permeado de cada módulo es de 3.765,18 kg/día, considerando que la planta opera 5,38 horas al día y que cuenta con 7 módulos en el tubo de presión, se obtiene:

$$Q_P = 26.356,26 \text{ kg/día} = 4.641 \text{ kg/h} = 1,29 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_P}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (1,29 \cdot 10^{-3})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,033 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 33 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 32,2 mm. Recalculando la velocidad tangencial se obtiene un valor de 1,58 m/s.

- Tubería de salida de rechazo (Tramo 23):

El caudal de rechazo de cada tubo de presión es igual a la diferencia entre el caudal de alimentación y el de permeado, por lo tanto:

$$Q_R = 6.589,07 \text{ kg/día} = 1.160,25 \text{ kg/h} = 3,22 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_R}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (3,22 \cdot 10^{-4})}{\pi \cdot 1,5}} = 0,017 \text{ m}$$

Del catálogo comercial se escoge un diámetro exterior de 16 mm y un espesor de 0,8 mm, obteniéndose un diámetro interior de 15,2 mm. Recalculando la velocidad tangencial se obtiene un valor de 1,78 m/s.

3.2. Dimensionado de las bombas NF2

Para el cálculo de la altura que debe proporcionar las bombas de la primera nanofiltración se sigue el mismo procedimiento que en las etapas anteriores, empleando la ecuación de Bernoulli.

- **Bomba B11: impulsión del agua residual**

La bomba B11 se utiliza para impulsar el alimento desde el depósito D10 hasta las membranas para su circulación por estas.

Como en los casos anteriores, en primer lugar, para el cálculo de la altura que debe proporcionar la bomba se calcula el diferencial de presión. Esta presión corresponde a la presión que debe ser capaz de proporcionar la bomba para que las membranas produzcan las corrientes deseadas.

La presión que debe proporcionar la bomba se determina en función de la presión de operación y la caída de presión máxima del módulo.

Como en la primera nanofiltración la presión en el punto de impulsión corresponde a la presión a la entrada de los tubos de presión. La pérdida de carga de cada membrana es igual a 103kPa, por lo que contando con las 7, la pérdida de carga será de 721 kPa, es decir, 7,21 bar. Además, se debe aportar la TMP de 8 bar, lo que resulta:

$$P_I = TMP + \frac{\Delta P}{2} \rightarrow P_I = 8 + \frac{7,21}{2} \rightarrow P_I = 11,605 \text{ bar}$$

$$P_S = 11,605 - 7,21 = 4,4 \text{ bar}$$

Finalmente, puesto que la presión en los puntos de aspiración (P_A) es igual a cero, el término del diferencial de presión será de 11,605 bar = 1.160.500 Pa.

En referente al diferencial de altura, se considera que es cero puesto que el tubo de presión en el que están contenidos los 7 módulos de membranas se encuentran a la misma altura que la bomba.

En cuanto al cálculo de las pérdidas primarias se realiza del mismo modo que en las etapas anteriores. Por lo tanto, el factor de fricción para cada tramo de tuberías se muestra en la Tabla 62.

Tabla 62. Factor fricción segunda nanofiltración

Tuberías NF2	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Número de Reynolds (Re)	Rugosidad relativa (ϵ_r)	Factor de fricción (f)
Tramo 22	35	1,75	68.908	5,71E-05	1,95E-02
Tramo 23	16	1,78	31.894	1,25E-04	2,50E-02

Finalmente, con el factor de fricción se obtienen las pérdidas primarias, lo cual se indica en la Tabla 63.

Tabla 63. Pérdidas primarias segunda nanofiltración

Tuberías NF2	Diámetro nominal (mm)	Velocidad real de circulación (m/s)	Longitud tubería (m)	Factor de fricción (f)	Pérdidas primarias
Tramo 22	35	1,75	11,3	1,95E-02	0,99
Tramo 23	16	1,78	11,2	2,50E-02	2,81
				Total =	3,80

El cálculo de las pérdidas secundarias se lleva a cabo de manera análoga a las etapas anteriores, considerando también una velocidad a través de los componentes de 1,5 m/s. En la Tabla 64 se muestran las pérdidas de cada uno de los componentes.

Tabla 64. Pérdidas secundarias segunda nanofiltración

Componente NF2	Cantidad	K	Velocidad (m/s)	Pérdidas secundarias (m)
Válvula	8	0,131	1,5	0,12
Unión en T	5	0,30	1,5	0,17
Codo de 90°	9	0,75	1,5	0,77
TOTAL =				1,07

Una vez obtenidos todos los términos de la ecuación de Bernoulli se obtiene la altura de la bomba necesaria:

$$H_B = \frac{1.160.500}{1000 \cdot 9,81} + (3,80 + 1,07) = 123,17 \text{ m}$$

Selección bomba B11

Por otra parte, el caudal que ha de proporcionar la bomba B11 es igual al caudal de alimentación, $Q_A = 1,61 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 5,8 \text{ m}^3/\text{h}$.

Con la ayuda del catálogo (Ilustración 34) se determina el modelo de bomba más adecuado el cual es la bomba CPKN 32-250.

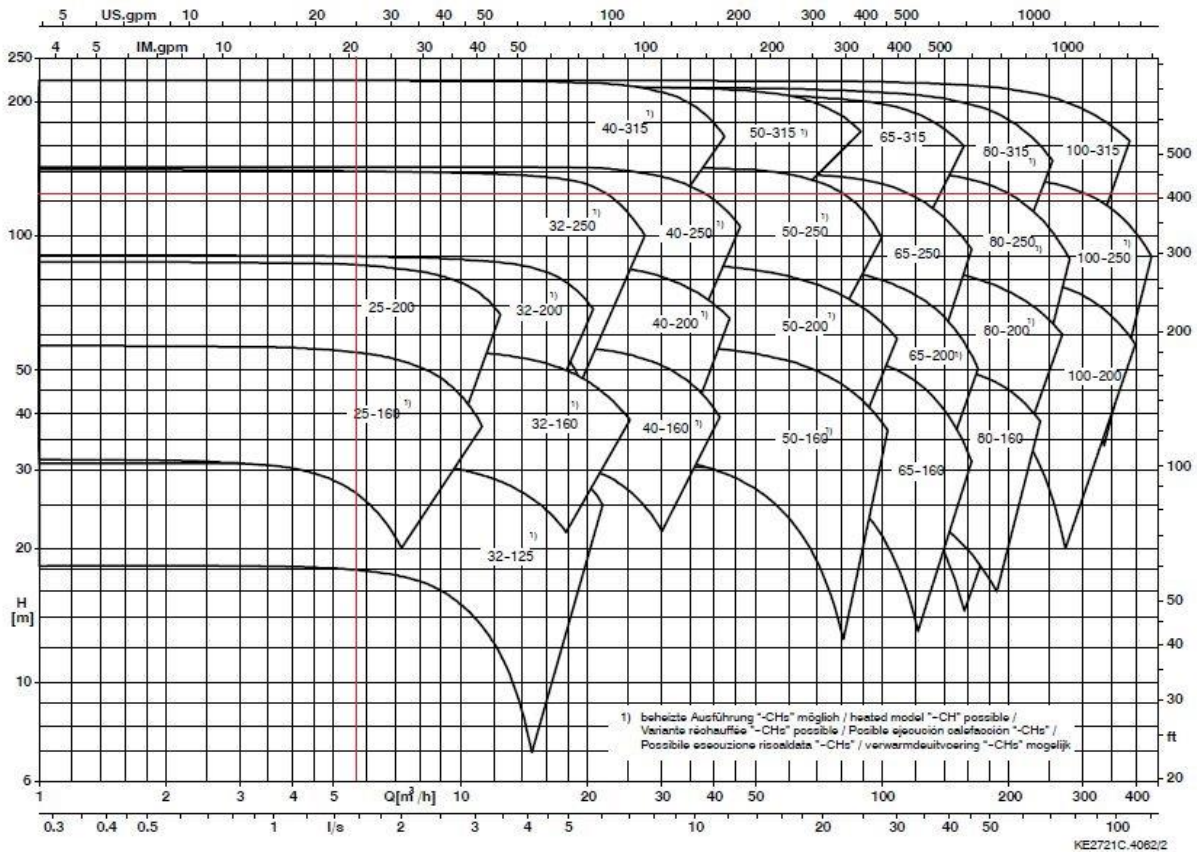


Ilustración 34. Curvas características de las bombas centrífugas CPKN-CHs 3500 rpm

- **Bomba B12: impulsión disolución limpieza enzimática**

La bomba B12 se encarga de impulsar la disolución de limpieza desde el depósito D19, donde se encuentra almacenada, hasta el depósito de D10.

En este caso, el caudal impulsado por la bomba no es conocido, sin embargo, se puede determinar a partir de un volumen y de un tiempo establecidos.

Por lo tanto, el volumen utilizado es el del depósito de la disolución de limpieza D19 (cálculo en el apartado 3.3. del Anexo I), 300 L, y el tiempo utilizado es el que se estima que tarda en llegar la disolución al depósito D10, 5 min. Así pues, el caudal que debe proporcionar esta bomba es igual a $Q_L = 1 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 3,6 \text{ m}^3/\text{h}$.

La altura que debe aportar la bomba B12 se calcula empleando la ecuación de Bernoulli del mismo modo que se ha indicado anteriormente.

En primer lugar, el termino de presión se ha considerado que es igual a 1 bar y la altura, como se puede observar en la Ilustración 40, ubicada en el Anexo III, corresponde a un valor igual a 2 m. En esta ocasión como se trata de un tramo de impulsión muy corto, las pérdidas se desprecian. Se obtiene:

$$H_B = \frac{100.000}{1000 \cdot 9,81} + 2 - 0 = 12,19 \text{ m}$$

Selección bomba B12

Por consiguiente, el caudal que debe proporcionar la bomba B12 es el mismo y es igual a $Q_L = 1 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 3,6 \text{ m}^3/\text{h}$.

Con la ayuda del catálogo (Ilustración 35) se determina el modelo de bomba más adecuado el cual es la bomba CPKN-CHs 25-160.

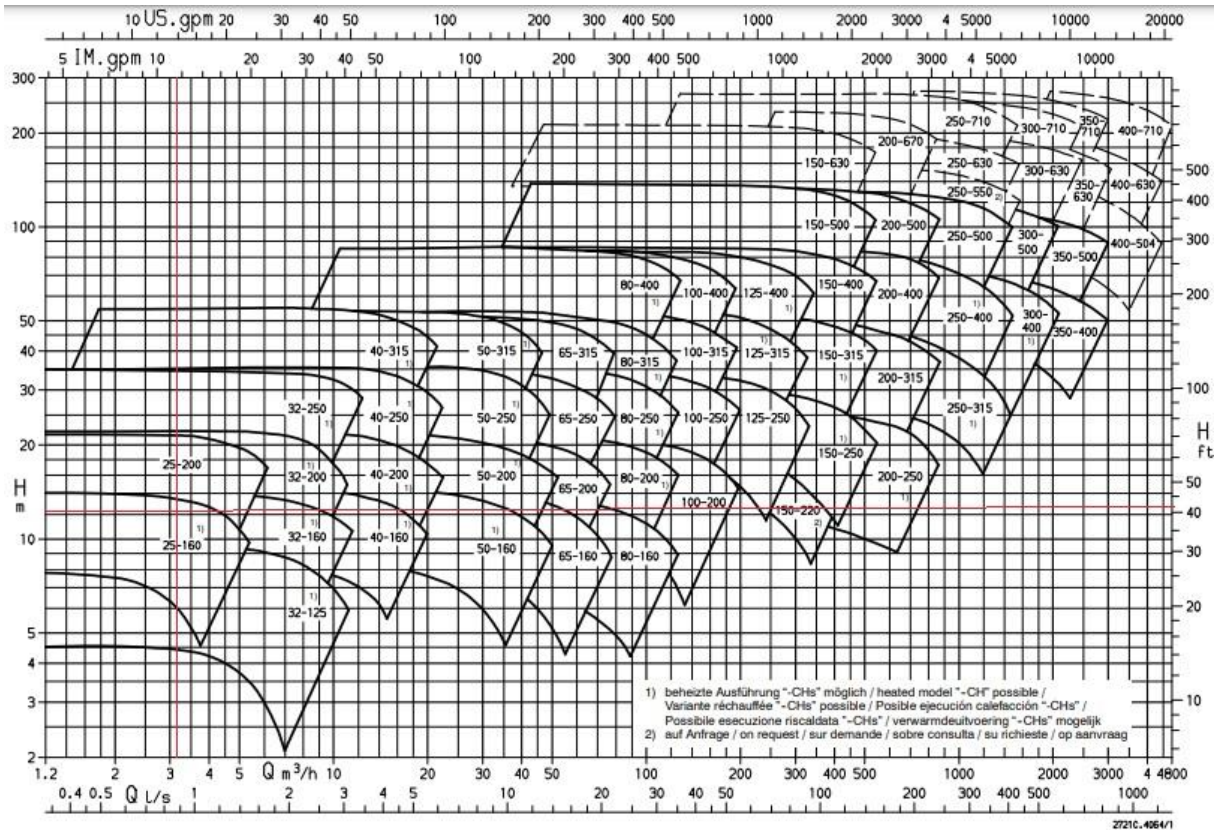


Ilustración 35. Curvas características de las bombas centrífugas CPKN-CHs 1750 rpm

3.3. Dimensionado de los depósitos NF2

Como en las etapas anteriores, el diseño de los depósitos se basa en el volumen de almacenamiento necesario, además de ampliar un 20% su capacidad para evitar posibles desbordamientos.

- **Depósito permeado D15**

El depósito D15 almacena el permeado final obtenido tras el proceso de nanofiltración del agua residual durante 5,68 horas.

El volumen de permeado que se obtiene es de 26.356 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 31.628 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 40.000 litros.

- **Depósito D16**

El depósito D16 almacena el agua de aclarado que circula por las tuberías de las corrientes de permeado.

Como se ha indicado anteriormente, el caudal del agua de aclarado es igual al caudal de permeado que circula por estas tuberías para asegurar una buena limpieza de estas, por lo tanto:

$$Q_P = 4.641 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta que el segundo enjuague se realiza durante 30 min (0,5 h), el volumen de agua será igual a 2.321 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 2.785 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 3.000 litros.

- **Depósito rechazo D17**

El depósito D17 almacena el rechazo final obtenido tras el proceso de nanofiltración del agua residual durante 5,68 horas.

El volumen de rechazo que se obtiene es de 6.589 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 7.907 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 8.000 litros.

- **Depósito D18**

El depósito D18 almacena el agua de aclarado que circula por las tuberías de las corrientes de rechazo.

Como en el caso del depósito D16, el caudal del agua de aclarado es igual al caudal de rechazo que circula por estas tuberías para asegurar una buena limpieza de estas, por lo tanto:

$$Q_R = 1.160 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta que el segundo enjuague se realiza durante 30 min (0,5 h), el volumen de agua será igual a 580 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 696 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 750 litros.

- **Depósito D18**

El depósito D18 almacena el producto Ultrasil 53 para realizar la limpieza enzimática que se utiliza limpiar las tuberías y recuperar la permeabilidad de las membranas. Para averiguar el volumen necesario de este depósito es necesario el cálculo del volumen muerto de las tuberías y de las membranas, este cálculo se lleva a cabo de forma análoga a las etapas anteriores.

Para determinar el volumen muerto de la etapa de nanofiltración se toman los tramos de tuberías correspondientes al circuito de limpieza, por lo tanto:

- **Volumen muerto tuberías**

En el caso del volumen muerto de las tuberías se emplea la ecuación (4) con la que se obtienen los volúmenes para los diferentes tramos de tuberías como se observa en la Tabla 65.

Tabla 65. Volumen muerto tramos tuberías segunda nanofiltración

Tramo NF2	Volumen muerto (m ³)
Tramo 22	1,04E-02
Tramo 23	1,40E-03
Tramo 24	5,70E-03
TOTAL =	1,75E-02

$$V_{total} = 1,75 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3 \approx 17 \text{ L}$$

- Volumen muerto membranas

Operando de manera análoga a las etapas anteriores de ultrafiltración y nanofiltración:

$$V_{módulo} = (1,13 \cdot 10^{-2}) \cdot 1,016 = 1,15 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3$$

Por lo tanto:

$$V_{total} = (1,15 \cdot 10^{-2}) \cdot 7 = 0,081 \text{ m}^3 = 81 \text{ L}$$

Finalmente:

$$V_{muerto\ total} = 17 + 81 = 98 \text{ L}$$

El volumen del depósito D19 se considera el doble de volumen muerto total siendo igual a 195 litros y ampliando un 20% su capacidad, el volumen del depósito necesario es de 216 litros. Por lo tanto, se selecciona un depósito con una capacidad de 300 litros.

ANEXO II: CÁLCULOS DEL ESTUDIO ECONÓMICO

1. Cálculo de la composición de las corrientes

Conocido el porcentaje de rechazo de la membrana y la concentración de compuestos fenólicos y azúcares en la corriente de alimentación se calcula la concentración de estos en la corriente de rechazo con la siguiente formula (Mulder, 2000):

$$[pp]_{rechazo} = [pp]_{alimento} \cdot FRV^{\%rechazo/100}$$

Una vez conocido la concentración en el rechazo se puede obtener la concentración en el permeado realizando un balance de materia:

$$[pp]_{permeado} = \frac{Q_{alimento} \cdot [pp]_{alimento} - Q_{rechazo} \cdot [pp]_{rechazo}}{Q_{permeado}}$$

En el caso de la UF, la membrana tiene un porcentaje bajo de rechazo del 1,2% tanto para los compuestos fenólicos como para los azúcares. En la Tabla 66 se puede observar las concentraciones resultantes.

$$[pp]_{rechazo_{UF}} = [pp]_{alimento_{UF}} \cdot 5,65^{0,012}$$

$$[pp]_{permeado_{UF}} = \frac{50.000 \cdot [pp]_{alimento_{UF}} - 8.818,34 \cdot [pp]_{rechazo_{UF}}}{41.181,66}$$

Tabla 66. Concentraciones de la etapa de UF

Parámetros	Alimento	Rechazo	Permeado
Glucosa (mg/L)	960 ± 1	980,2	955,67
Fructosa (mg/L)	837 ± 1,07	854,6	833,23
Sacarosa (mg/L)	1.050 ± 0,41	1.072,1	1.045,27
Ácido clorogénico (mg/L)	251 ± 2,64	256,3	249,87
Cinarina (mg/L)	164,7 ± 1,41	168,2	163,96
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	101 ± 2	103,1	100,54

El permeado de la UF es el alimento de la primera NF, teniendo en cuenta que el rechazo de esta membrana para los compuestos fenólicos es del 96% y para los azúcares del 14% se puede calcular las concentraciones resultantes, como se muestra en la Tabla 67.

$$[pp]_{rechazo_{NF1_1}} = [pp]_{alimento_{NF1}} \cdot 5^{0,96}$$

$$[pp]_{rechazo_{NF1_2}} = [pp]_{alimento_{NF1}} \cdot 5^{0,14}$$

$$[pp]_{permeado_{NF1}} = \frac{41.181,66 \cdot [pp]_{alimento_{NF1}} - 8.236,33 \cdot [pp]_{rechazo_{NF1}}}{32.945,33}$$

Tabla 67. Concentraciones de la etapa de NF1

Parámetros	Alimento	Rechazo	Permeado
Glucosa (mg/L)	955,67	1.197,20	895,29
Fructosa (mg/L)	833,23	1.043,81	780,58
Sacarosa (mg/L)	1.045,27	1.309,44	979,23
Ácido clorogénico (mg/L)	249,87	1.171,45	19,47
Cinarina (mg/L)	163,96	768,68	12,78
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	100,54	471,38	7,84

Finalmente, el permeado de la primera NF es el alimento de la segunda NF y, teniendo en cuenta que el rechazo de esta membrana para los compuestos fenólicos los azúcares es del 100% se puede calcular las concentraciones resultantes, como se muestra en la Tabla 68.

$$[pp]_{rechazo_NF2} = [pp]_{alimento_NF2} \cdot 5^1$$

$$[pp]_{permeado_NF2} = \frac{32.945,33 \cdot [pp]_{alimento_NF2} - 6.589,07 \cdot [pp]_{rechazo_NF2}}{26.356,26}$$

Tabla 68. Concentraciones de la etapa de NF2

Parámetros	Alimento	Rechazo	Permeado
Glucosa (mg/L)	895,29	4.476,47	-
Fructosa (mg/L)	780,58	3.902,92	-
Sacarosa (mg/L)	979,23	4.896,14	-
Ácido clorogénico (mg/L)	19,47	97,37	-
Cinarina (mg/L)	12,78	63,89	-
Apigenina-7-O-glucósido (mg/L)	7,84	39,18	-

2. Cálculo del coste de los productos de limpieza

Etapa de ultrafiltración (UF)

- **Hidróxido de sodio**

Para la limpieza alcalina de la etapa de ultrafiltración, se necesita la preparación de 49.713 litros de disolución al 0,1% p/v (0,1 g de NaOH por cada 100 ml de disolución) de NaOH. Para ello la cantidad de perlas de hidróxido de sodio necesaria será:

$$m_{NaOH_UF} = 49.713 \text{ L} \cdot 1 \text{ g/L} = 49.713 \text{ g NaOH}$$

Como se ha indicado en la memoria, esta disolución se utiliza durante los 5 días laborables de la semana, por lo que esta cantidad de perlas de NaOH solo será necesaria una vez a la semana. Puesto

que la planta opera durante 60 días al año esto equivale a 12 semanas al año, siendo la cantidad anual necesaria de perlas de NaOH igual a:

$$m_{T_NaOH_UF} = 49.713 \text{ g/semana} \cdot 12 \text{ semanas/año} = 596.559 \text{ g NaOH/año}$$

Además, una vez terminada la limpieza alcalina, la disolución es devuelta a su depósito de almacenamiento D7 pero, como se ha comentado, las disoluciones se encuentran diluidas con el volumen muerto de la instalación (24.857 litros) y es necesario reconstruirlas añadiendo una cantidad adicional de NaOH. Por lo tanto, el volumen final que llega al depósito D7 será:

$$V = 49.713 + 24.857 = 74.570 \text{ L}$$

Y la concentración final de la disolución en el depósito D7 será:

$$C_{final} = \frac{49.713 \cdot 1 + 24.857 \cdot 0}{74.570} = 0,667 \text{ g/L}$$

Por lo tanto, para reconstruir la concentración de la disolución, la cantidad necesaria será:

$$m_{recons_UF} = 74.570 \cdot 1 - 4.971 = 24.857 \text{ g}$$

Por otro lado, cada vez que se realice esta limpieza se debe reconstruir la concentración, esto quiere decir que la masa de reconstrucción de la concentración será necesaria diariamente, es decir, 60 días al año. Por consiguiente, la cantidad total de perlas de NaOH necesaria en un año para reconstruir las disoluciones será:

$$m_{T_recons_UF} = 24.857 \text{ g/día} \cdot 60 \text{ días/año} = 1.491.398 \text{ g/año}$$

Por tanto, teniendo en cuenta la cantidad de teniendo en cuenta la cantidad de NaOH necesaria para preparar las disoluciones de limpieza y también para su reconstitución, la cantidad de NaOH consumida por la planta es la siguiente:

$$m_{final_NaOH_UF} = 596.559 + 1.491.398 = 2.087.957 \text{ g/año} = 2.088 \text{ kg/año}$$

- **Producto Ultrasil 53**

Para la limpieza enzimática de la etapa de ultrafiltración, se necesita la preparación de 49.713 litros de disolución al 1% p/v (1 g del producto Ultrasil 53 por cada 100 ml de disolución) de producto Ultrasil 53. Para ello la cantidad del producto necesaria será:

$$m_{ultrasil_UF} = 49.713,3 \text{ L} \cdot 10 \text{ g/L} = 497.133 \text{ g}$$

Como se ha indicado en la memoria, esta disolución se utiliza durante los 5 días laborables de la semana, por lo que esta cantidad de producto solo será necesaria una vez a la semana. Puesto que la planta opera durante 60 días al año esto equivale a 12 semanas al año, siendo la cantidad anual necesaria de producto Ultrasil 53 igual a:

$$m_{T_ultrasil_UF} = 497.133 \text{ g/semana} \cdot 12 \text{ semanas/año} = 5.965.591 \text{ g/año}$$

Además, una vez terminada la limpieza enzimática, la disolución es devuelta a su depósito de almacenamiento D8 pero, como se ha comentado, las disoluciones se encuentran diluidas con el

volumen muerto de la instalación (24.857 litros) y es necesario reconstruirlas añadiendo una cantidad adicional de producto Ultrasil 53. Por lo tanto, el volumen final que llega al depósito D8 será:

$$V = 49.713 + 24.857 = 74.570 \text{ L}$$

Y la concentración final de la disolución en el depósito D7 será:

$$C_{final} = \frac{497.133 \cdot 10 + 24.857 \cdot 0}{74.570} = 66,67 \text{ g/L}$$

Por lo tanto, para reconstruir la concentración de la disolución, la cantidad necesaria será:

$$m_{recons_UF} = 74.570 \cdot 10 - 4.971,33 = 248.566 \text{ g}$$

Por otro lado, cada vez que se realice esta limpieza se debe reconstruir la concentración. Esto quiere decir que la masa de reconstrucción de la concentración será necesaria diariamente, es decir, 60 días al año. Por consiguiente, la cantidad total de producto Ultrasil 53 necesaria en un año para reconstruir las disoluciones será:

$$m_{T_recons_UF} = 248.566 \text{ g/día} \cdot 60 \text{ días/año} = 14.913.976 \text{ g/año}$$

Por tanto, teniendo en cuenta la cantidad de Ultrasil 53 necesaria para preparar las disoluciones de limpieza y también para su reconstitución, la cantidad de Ultrasil 53 consumida por la planta de UF es la siguiente:

$$m_{final_ultrasil_UF} = 5.965.591 + 14.913.976 = 20.879.567 \text{ g/año} = 20.880 \text{ kg/año}$$

Etapas primera nanofiltración (NF1)

- **Producto Ultrasil 53**

Para la limpieza enzimática de la primera nanofiltración, se necesita la preparación de 634 litros de disolución al 1% p/v (1 g del producto Ultrasil 53 por cada 100 ml de disolución) de producto Ultrasil 53, para ello la cantidad del producto necesaria será:

$$m_{ultrasil_NF1} = 633,7 \text{ L} \cdot 10 \text{ g/L} = 6.337 \text{ g}$$

Como se ha indicado en la memoria, esta disolución se utiliza durante los 5 días laborables de la semana, por lo que esta cantidad de producto solo será necesaria una vez a la semana. Puesto que la planta opera durante 60 días al año esto equivale a 12 semanas al año, siendo la cantidad anual necesaria de producto Ultrasil 53 igual a:

$$m_{T_ultrasil_NF1} = 6.337 \text{ g/semana} \cdot 12 \text{ semanas/año} = 76.039 \text{ g/año}$$

Además, una vez terminada la limpieza enzimática, la disolución es devuelta a su depósito de almacenamiento D14 pero, como se ha comentado, las disoluciones se encuentran diluidas con el volumen muerto de la instalación (317 litros) y es necesario reconstruirlas añadiendo una cantidad adicional de producto Ultrasil 53. Por lo tanto, el volumen final que llega al depósito D14 será:

$$V = 634 + 317 = 951 \text{ L}$$

Y la concentración final de la disolución en el depósito D7 será:

$$C_{final} = \frac{634 \cdot 10 + 317 \cdot 0}{951} = 66,67 \text{ g/L}$$

Por lo tanto, para reconstruir la concentración de la disolución, la cantidad necesaria será:

$$m_{recons_NF1} = 951 \cdot 10 - 634 = 3.168 \text{ g}$$

Por otro lado, cada vez que se realice esta limpieza se debe reconstruir la concentración, esto quiere decir que la masa de reconstrucción de la concentración será necesaria diariamente, es decir, 60 días al año. Por consiguiente, la cantidad total de producto Ultrasil 53 necesaria en un año para reconstruir la disolución será:

$$m_{T_recons_NF1} = 3.168 \text{ g/día} \cdot 60 \text{ días/año} = 190.099 \text{ g/año}$$

Por tanto, teniendo en cuenta la cantidad de Ultrasil 53 necesaria para preparar las disoluciones de limpieza y también para su reconstitución, la cantidad de Ultrasil 53 consumida por la planta de NF1 es la siguiente:

$$m_{final_ultrasil_NF1} = 76.039 + 190.099 = 266.138 \text{ g/año} = 266 \text{ kg/año}$$

Etapas segunda nanofiltración (NF2)

- **Producto Ultrasil 53**

Para la limpieza enzimática de la segunda nanofiltración, se necesita la preparación de 196 litros de disolución al 1% p/v (1 g del producto Ultrasil 53 por cada 100 ml de disolución) de producto Ultrasil 53, para ello la cantidad del producto necesaria será:

$$m_{ultrasil_NF2} = 196,4 \text{ L} \cdot 10 \text{ g/L} = 1.964 \text{ g}$$

Como se ha indicado en la memoria, esta disolución se utiliza durante los 5 días laborables de la semana, por lo que esta cantidad de producto solo será necesaria una vez a la semana. Puesto que la planta opera durante 60 días al año esto equivale a 12 semanas al año, siendo la cantidad anual necesaria de producto Ultrasil 53 igual a:

$$m_{T_ultrasil_NF2} = 1.964 \text{ g/semana} \cdot 12 \text{ semanas/año} = 23.564 \text{ g/año}$$

Además, una vez terminada la limpieza enzimática, la disolución es devuelta a su depósito de almacenamiento D19 pero, como se ha comentado, las disoluciones se encuentran diluidas con el volumen muerto de la instalación (98 litros) y es necesario reconstruirlas añadiendo una cantidad adicional de producto Ultrasil 53. Por lo tanto, el volumen final que llega al depósito D19 será:

$$V = 196 + 98 = 295 \text{ L}$$

Y la concentración final de la disolución en el depósito D18 será:

$$C_{final} = \frac{196 \cdot 10 + 98 \cdot 0}{295} = 66,67 \text{ g/L}$$

Por lo tanto, para reconstruir la concentración de la disolución, la cantidad necesaria será:

$$m_{recons_NF2} = 295 \cdot 10 - 196 = 982 \text{ g}$$

Por otro lado, cada vez que se realice esta limpieza se debe reconstruir la concentración, esto quiere decir que la masa de reconstrucción de la concentración será necesaria diariamente, es decir, 60 días al año. Por consiguiente, la cantidad total de producto Ultrasil 53 necesaria en un año para reconstruir la disolución será:

$$m_{T_recons_NF2} = 982 \text{ g/día} \cdot 60 \text{ días/año} = 58.909 \text{ g/año}$$

Por tanto, teniendo en cuenta la cantidad de Ultrasil 53 necesaria para preparar las disoluciones de limpieza y también para su reconstitución, la cantidad de Ultrasil 53 consumida por la planta de NF2 es la siguiente:

$$m_{final_ultrasil_NF2} = 23.564 + 58.909 = 82.472 \text{ g/año} = 82 \text{ kg/año}$$

Finalmente, para llevar a cabo la limpieza completa de la instalación se necesitarán:

$$m_{NaOH} = 2.088 \text{ kg/año}$$

$$m_{Ultrasil} = 20.880 + 266 + 82 = 21.228 \text{ kg/año}$$

ANEXO III: DIAGRAMAS DE FLUJO

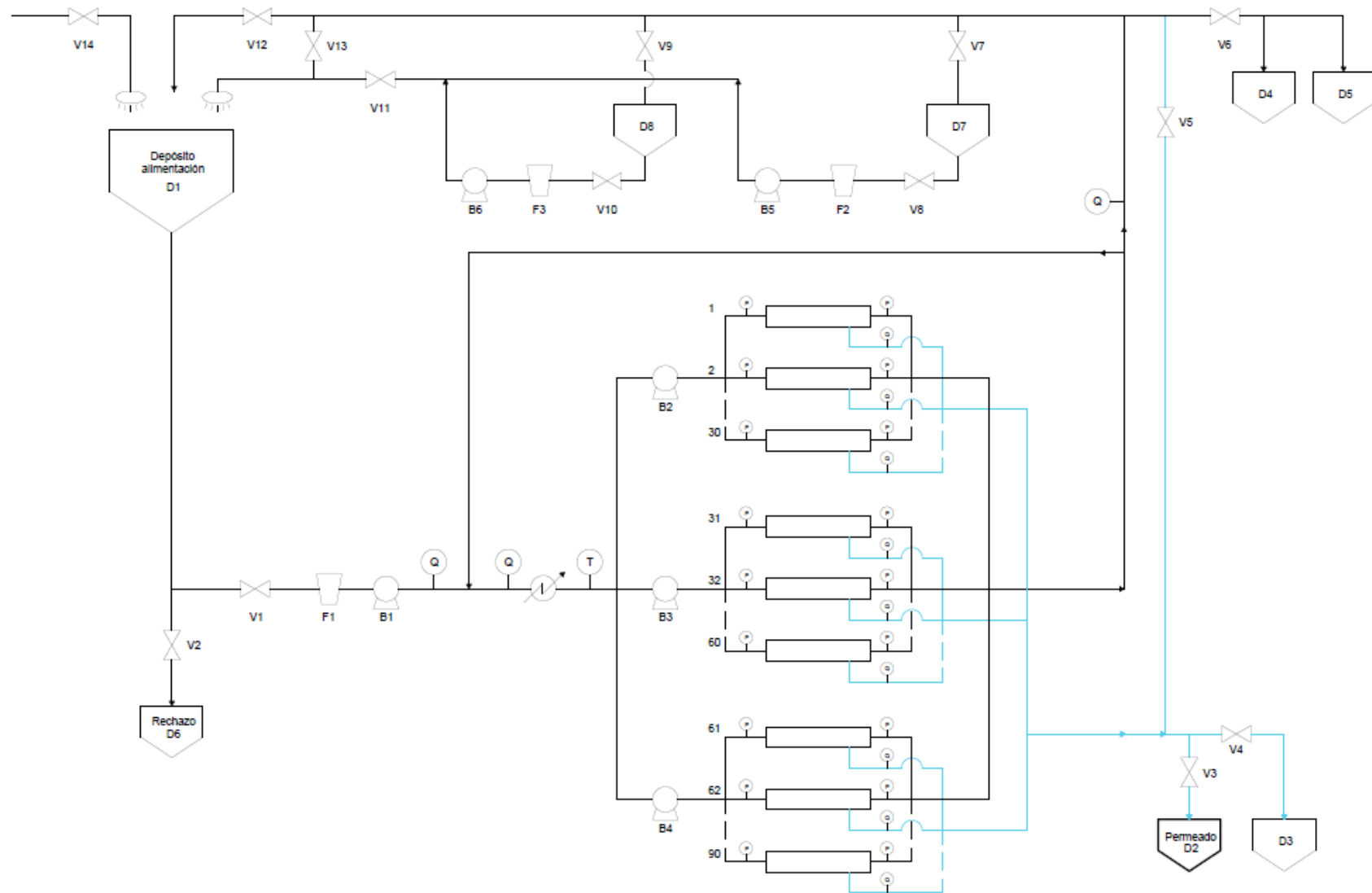


Ilustración 36. Diagrama del proceso de ultrafiltración

DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA RECUPERACIÓN DE COMPUESTOS FENÓLICOS A PARTIR DE 3.000 m³/AÑO DE AGUAS RESIDUALES OBTENIDAS EN EL ENVASADO DE ALCACHOFAS MEDIANTE TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS

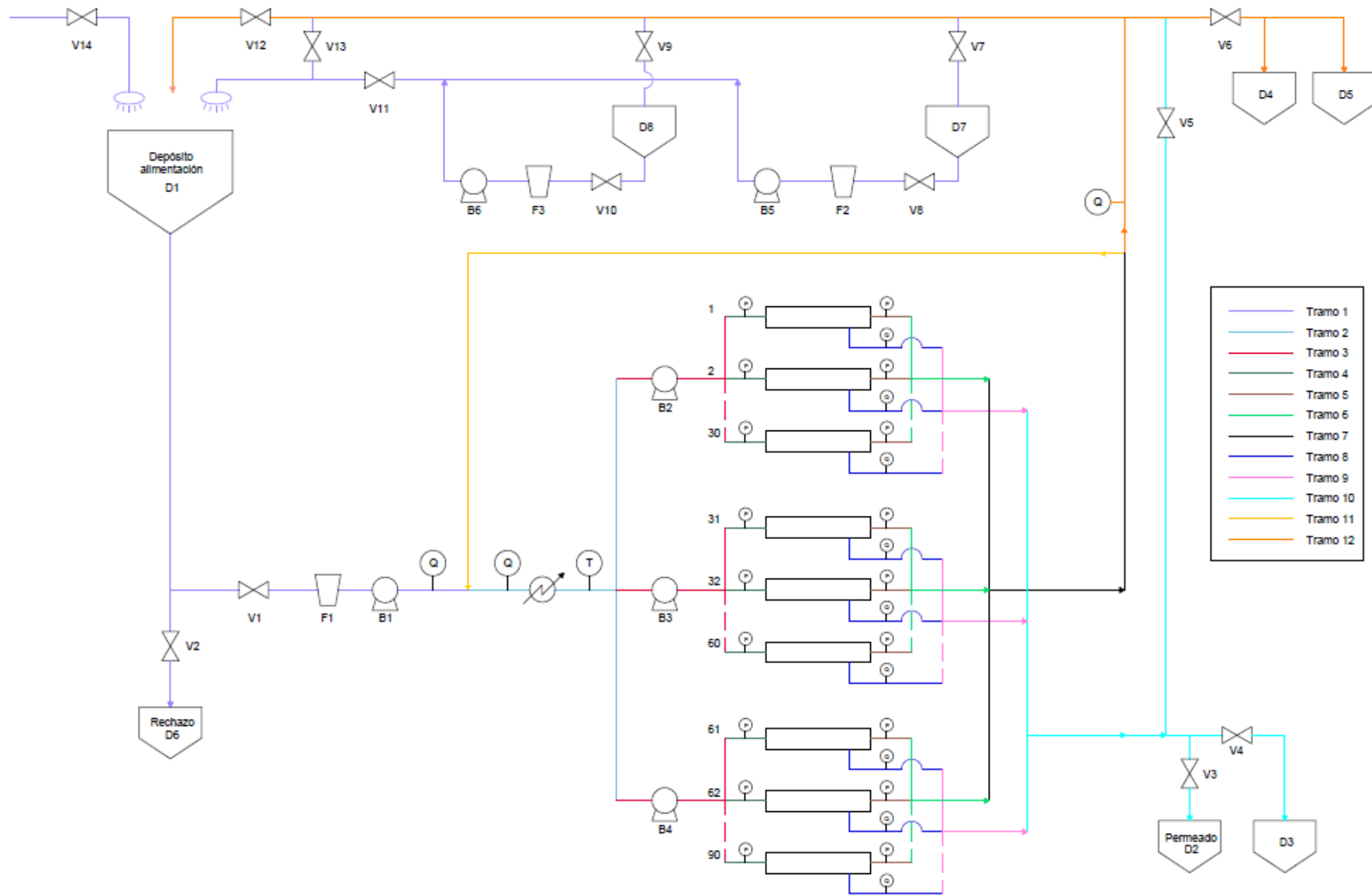


Ilustración 37. Tramos del proceso de ultrafiltración

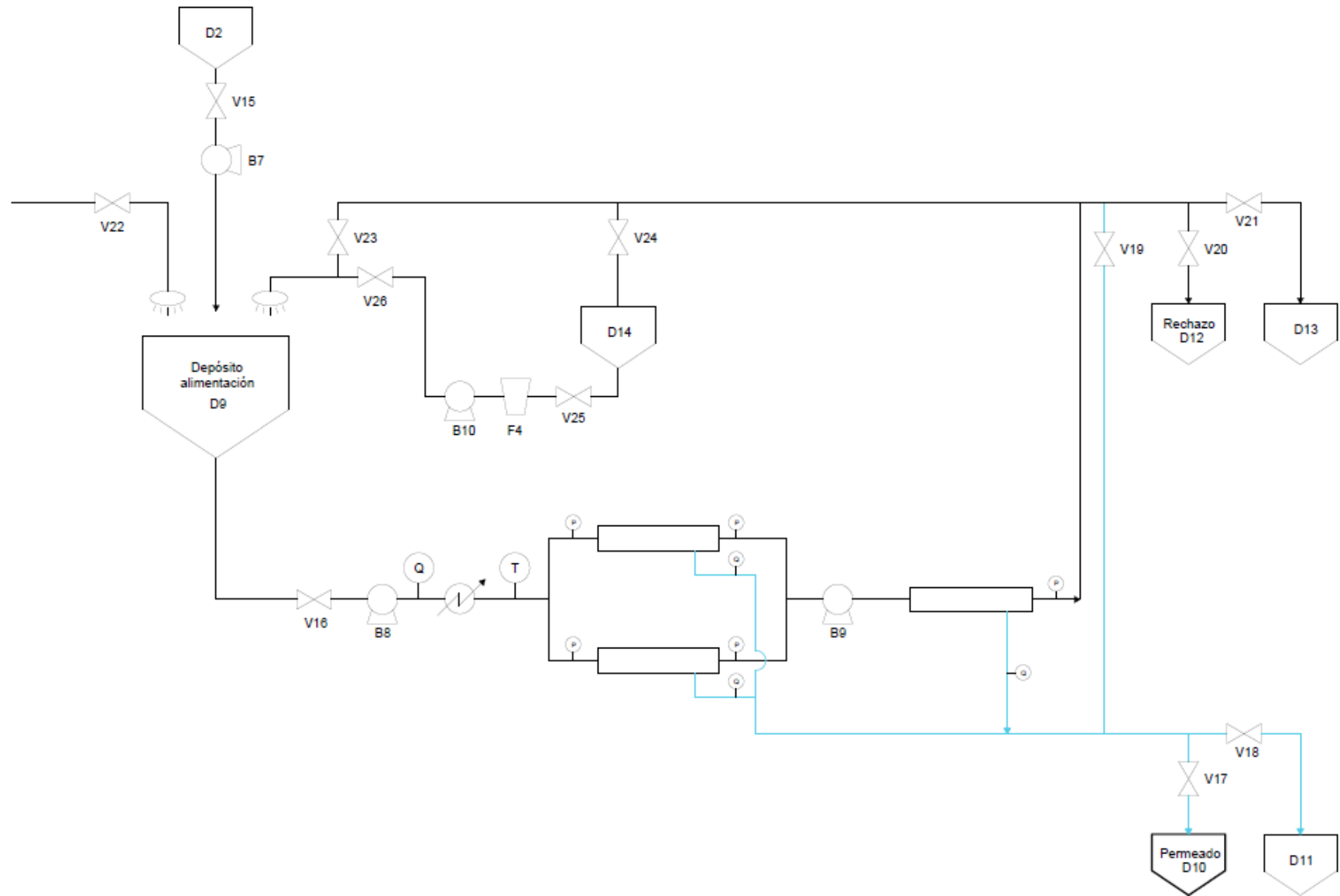


Ilustración 38. Diagrama de la primera etapa de nanofiltración

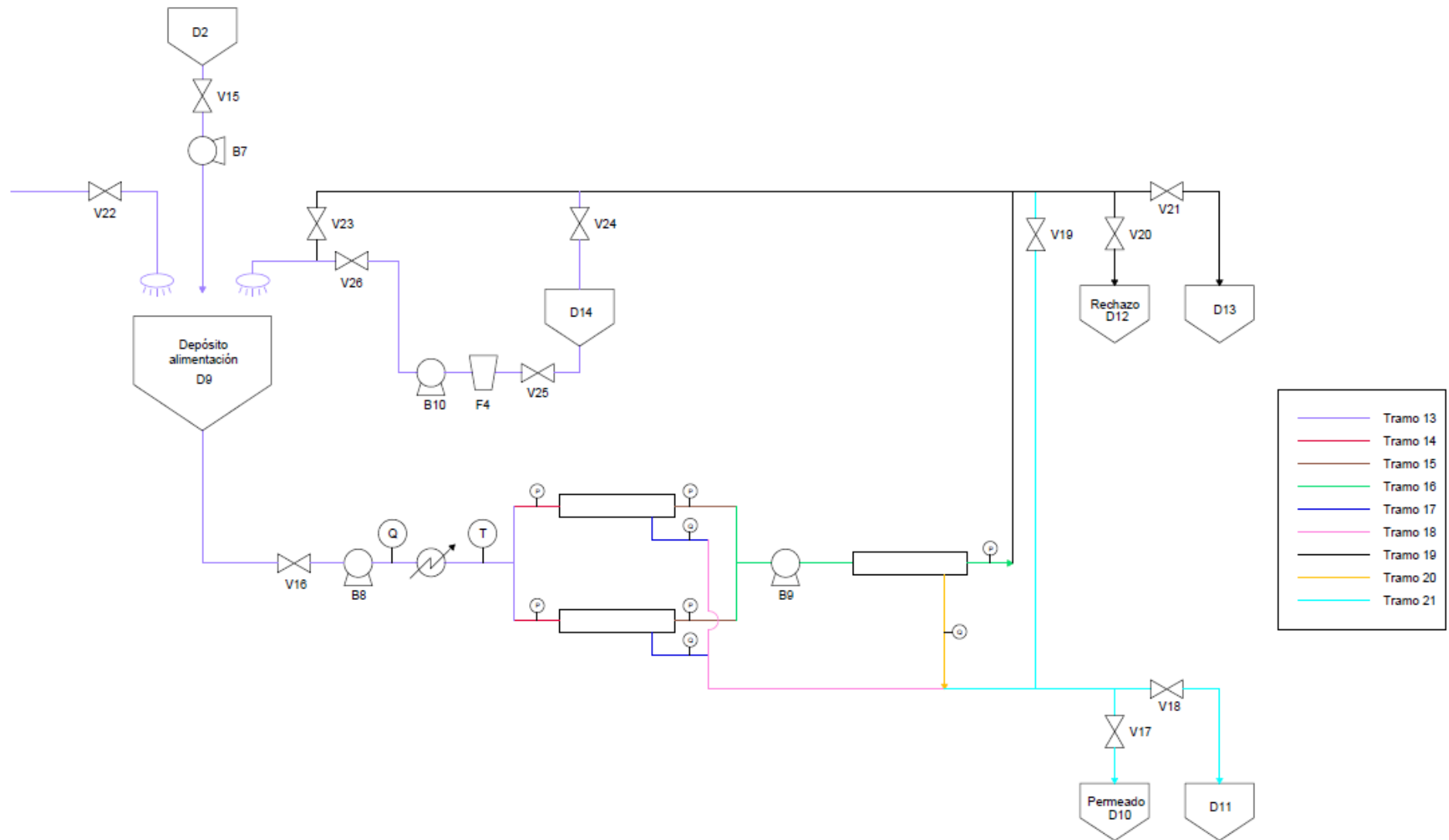


Ilustración 39. Tramos del primer proceso de nanofiltración

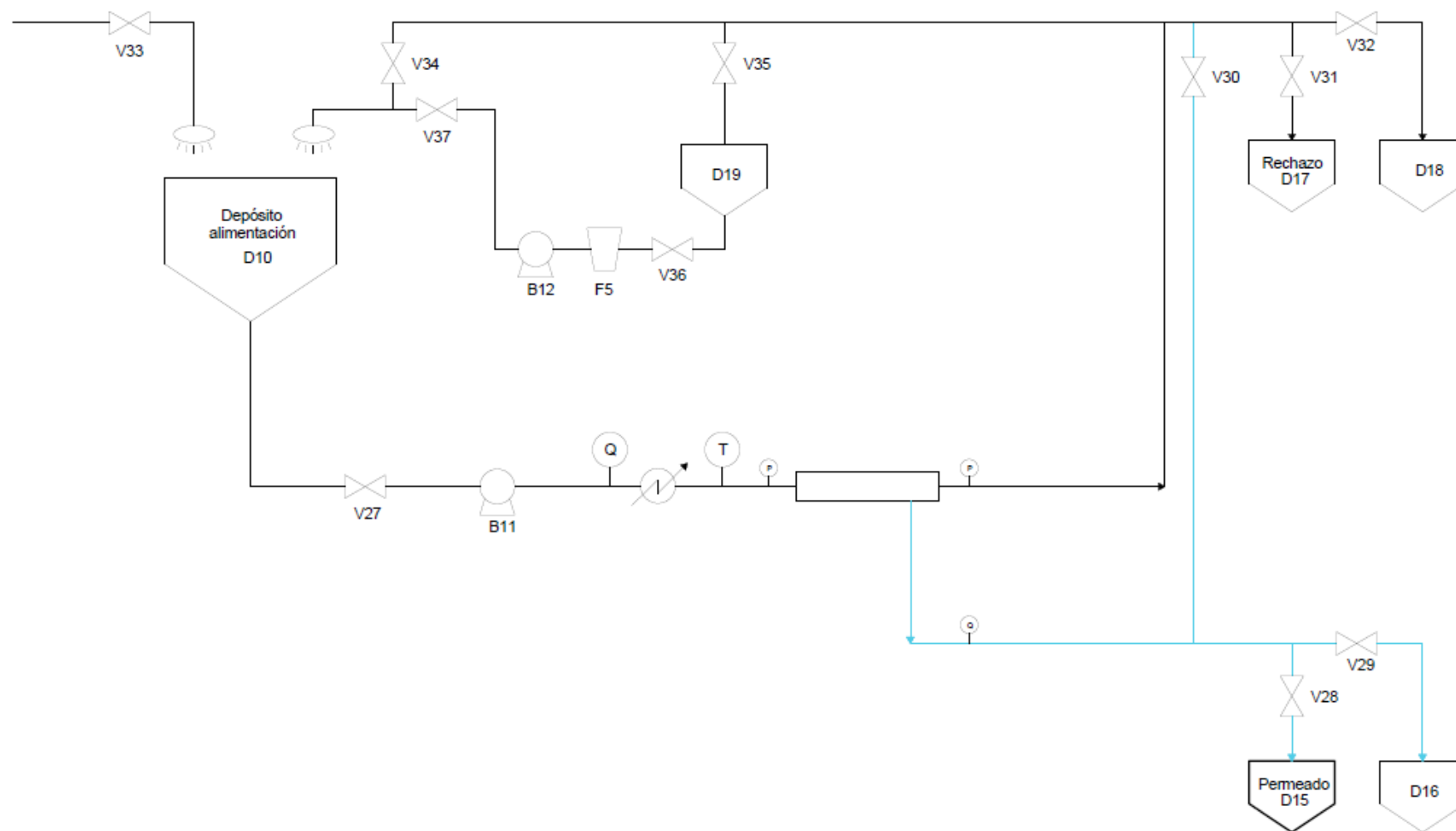


Ilustración 40. Diagrama de la segunda etapa de nanofiltración

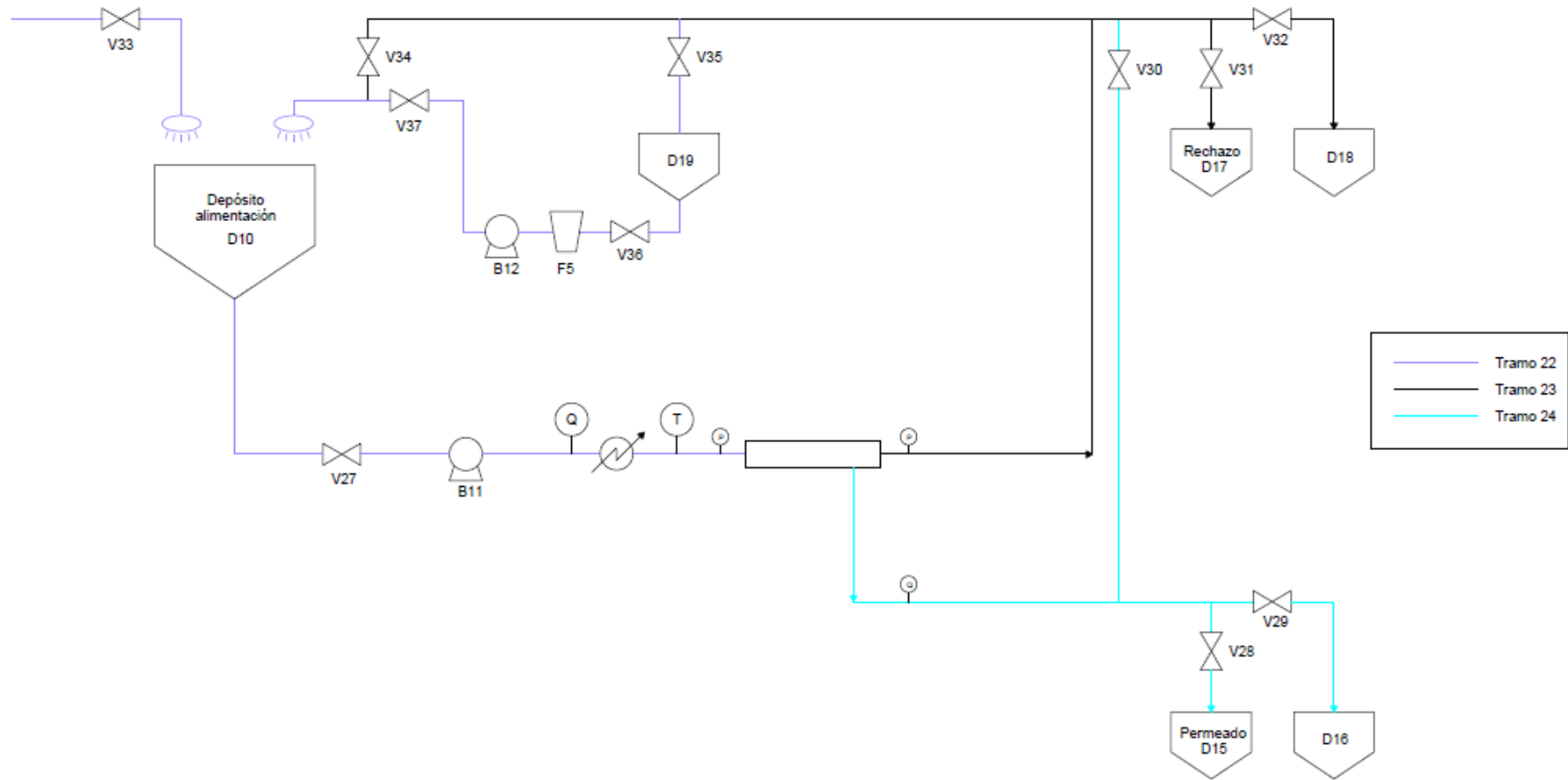


Ilustración 41. Tramos del segundo proceso de nanofiltración

PRESUPUESTO

ÍNDICE DEL PRESUPUESTO

1.	INTRODUCCIÓN	1
2.	PRECIO DE LA MANO DE OBRA	1
3.	PRECIO DE LOS MATERIALES Y EQUIPOS PRINCIPALES	1
4.	PRECIO DE LOS EQUIPOS AUXILIARES E INSTRUMENTACIÓN	4
5.	PRESUPUESTO GENERAL	5

1. INTRODUCCIÓN

A continuación, se detalla el presupuesto correspondiente al presupuesto de inversión, es decir, la inversión que es necesaria para la instalación de la planta para la recuperación de compuestos fenólicos diseñada.

El presente presupuesto se compone de diferentes apartados:

- Cuadro de precios n° 1: coste del sueldo de la mano de obra
- Cuadro de precios n° 2: coste de los materiales y de los principales equipos
- Cuadro de precios n° 3: coste de los equipos auxiliares
- Presupuesto general

En el caso específico de las membranas se incluyen en el presupuesto ya que forman parte de la inversión inicial, no obstante, la sustitución de estas está incluida en los costes de explotación, como queda especificado en el apartado 5: estudio económico.

2. PRECIO DE LA MANO DE OBRA

Cuadro de precios n°1

El coste del sueldo de la mano de obra necesaria para el diseño e instalación de la planta se detalla en la Tabla 69, donde aparece el coste por hora, la cantidad de horas y el precio total.

Tabla 69. Coste mano de obra

Mano de obra	Precio unitario (€/h)	Cantidad (h/año)	Coste total (€/año)
Operario de planta	8,74	480	4.197,00
Ingeniero químico	12,58	240	3.019,50
Operario de mantenimiento	7,64	240	1.834,50
TOTAL =			9.051,00

3. PRECIO DE LOS MATERIALES Y EQUIPOS PRINCIPALES

Cuadro de precios n°2

El coste de cada uno de los materiales y equipos principales necesarios para el diseño e instalación de la planta se detallan en las Tabla 70, Tabla 71, Tabla 72, Tabla 73 y Tabla 74 donde aparece la cantidad necesaria, el coste unitario y el coste total.

Tabla 70. Coste de las membranas y los sistemas de filtración

Membranas y sistemas de filtración			
Equipo	Cantidad (Ud)	Coste unitario (€)	Coste total (€)
Membrana ROMICON® PM50	90	2.150,00	193.500,00
Filtro SERIE SKS 4" GALAXY	3	1.400,00	4.200,00
Membrana SPIRA-CEL® NP030 8040B	26	2.550,00	66.300,00
Filtro SERIE SKS COMPACT 2"	2	1.200,00	2.400,00
Membrana Desal DL8040F30	7	1.700,00	11.900,00
Tubo de presión NF1 (9 membranas)	2	5.090,00	10.180,00
Tubo de presión NF1 (8 membranas)	1	4.524,44	4.524,44
Tubo de presión NF2 (7 membranas)	1	3.958,89	3.958,89
TOTAL =			296.963,33

Tabla 71. Coste de las tuberías

Tuberías			
Tubería	Cantidad (m)	Coste unitario (€)	Coste total (€)
Tubería INOX 316 L DN 6 mm	72,0	2,73	196,56
Tubería INOX 316 L DN 16 mm	11,2	50,30	563,36
Tubería INOX 316 L DN 18 mm	14,7	5,52	81,14
Tubería INOX 316 L DN 20 mm	2,2	6,00	13,20
Tubería INOX 316 L DN 25 mm	69,8	7,48	521,73
Tubería INOX 316 L DN 28 mm	1,0	8,48	8,48
Tubería INOX 316 L DN 30 mm	2,8	8,89	24,89
Tubería INOX 316 L DN 33 mm	10,5	9,43	99,02
Tubería INOX 316 L DN 35 mm	20,0	10,29	205,80
Tubería INOX 316 L DN 38 mm	12,8	11,25	144,00
Tubería INOX 316 L DN 43 mm	83,0	17,56	1.457,48
Tubería INOX 316 L DN 53 mm	90,0	22,19	1.997,10
Tubería INOX 316 L DN 206 mm	43,5	114,57	4.983,80
Tubería INOX 316 L DN 256 mm	139,0	145,67	20.248,13
Tubería INOX 316 L DN 456 mm	8,5	386,73	3.287,21
Tubería INOX 316 L DN 506 mm	85,5	420,58	35.959,59
TOTAL =			69.791,48

Tabla 72. Coste de los accesorios de las tuberías

Accesorios de tuberías			
Accesorio	Cantidad (ud)	Coste unitario (€)	Coste total (€)
Codo 90° INOX 316 L DN 6 mm	96	0,87	83,20
Codo 90° INOX 316 L DN 16 mm	3	2,31	6,93
Codo 90° INOX 316 L DN 18 mm	5	2,60	13,00
Codo 90° INOX 316 L DN 20 mm	3	2,63	7,89
Codo 90° INOX 316 L DN 25 mm	2	2,96	5,92
Codo 90° INOX 316 L DN 30 mm	1	3,42	3,42
Codo 90° INOX 316 L DN 33 mm	2	3,56	7,12
Codo 90° INOX 316 L DN 35 mm	7	3,58	25,07
Codo 90° INOX 316 L DN 38 mm	8	3,72	29,76
Codo 90° INOX 316 L DN 43 mm	1	4,40	4,40
Codo 90° INOX 316 L DN 53 mm	6	6,51	39,06
Codo 90° INOX 316 L DN 206 mm	10	92,30	923,00
Codo 90° INOX 316 L DN 256 mm	8	183,35	1.466,80
Codo 90° INOX 316 L DN 456 mm	1	1.025,74	1.025,74
Codo 90° INOX 316 L DN 506 mm	3	1.367,00	4.101,00
Unión T INOX 316 L DN 6 mm	84	2,99	251,44
Unión T INOX 316 L DN 16 mm	4	7,98	31,93
Unión T INOX 316 L DN 18 mm	4	8,98	35,92
Unión T INOX 316 L DN 20 mm	1	9,06	9,06
Unión T INOX 316 L DN 25 mm	2	9,30	18,60
Unión T INOX 316 L DN 30 mm	1	9,72	9,72
Unión T INOX 316 L DN 33 mm	2	10,69	21,38
Unión T INOX 316 L DN 35 mm	3	11,34	34,01
Unión T INOX 316 L DN 38 mm	1	11,57	11,57
Unión T INOX 316 L DN 43 mm	4	12,03	48,12
Unión T INOX 316 L DN 53 mm	84	14,40	1.209,60
Unión T INOX 316 L DN 206 mm	8	209,18	1.673,44
Unión T INOX 316 L DN 256 mm	85	423,70	36.014,50
Unión T INOX 316 L DN 506 mm	3	837,47	2.512,41
		TOTAL =	49.624,01

Tabla 73. Coste de las bombas

Bombas			
Bomba	Cantidad (ud)	Coste unitario (€)	Coste total (€)
Bomba CPKN-CHs 25-160 n=1750 rpm Ø 169	1	3.711,51	3.711,51
Bomba CPKN-CHs 32-160 n=1750 rpm Ø 150	1	3.768,31	3.768,31
Bomba CPKN-CHs 32-160 n=1750 rpm Ø 169	2	3.768,31	7.536,62
Bomba CPKN-CHs 32-250 n=1750 rpm Ø 150	1	3.958,94	3.958,94
Bomba CPKN-CHs 40-315 n=3500 rpm Ø 280	2	4.701,25	9.402,50
Bomba CPKN-CHs 150-250 n=1160 rpm Ø 235/220/16º	1	19.794,72	19.794,72
Bomba CPKN-CHs 150-315 n=1750 rpm Ø 300	3	20.660,19	61.980,57
Bomba CPKN 200-250 n=1750 rpm Ø 235/220/16º	2	21.269,06	42.538,12
TOTAL =			152.691,29

Tabla 74. Coste de los depósitos

Depósitos			
Depósito	Cantidad (ud)	Coste unitario (€)	Coste total (€)
Depósito INOX AISI 316 300 L Ø=0,695 m h=1,370 m	1	1.265,00	1.265,00
Depósito INOX AISI 316 750 L Ø=0,88 m h=1,9 m	2	1.775,00	3.550,00
Depósito INOX AISI 316 1.000 L Ø=0,99 m h=1,95 m	1	2.000,00	2.000,00
Depósito INOX AISI 316 3.000 L Ø=1,54 m h=2,291 m	2	3.360,00	6.720,00
Depósito INOX AISI 316 4.000 L Ø=1,42 m h=2,4 m	1	4.355,00	4.355,00
Depósito PRFV 8.000 L Ø=2 m h=3 m	1	2.837,00	2.837,00
Depósito PRFV 10.000 L Ø=2,25 m h=3,1 m	1	3.411,00	3.411,00
Depósito PRFV 12.000 L Ø=2,25 m h=3,6 m	1	4.144,00	4.144,00
Depósito PRFV 40.000 L Ø=2,5 m h=8,75 m	2	7.738,00	15.476,00
Depósito PRFV 50.000 L Ø=2,5 m h=10,9 m	2	9.010,00	18.020,00
Depósito PRFV 55.000 L Ø=2,75 m h=9,8 m	2	9.911,00	19.822,00
Depósito PRFV 60.000 L Ø=3 m h=9 m	1	10.282,00	10.282,00
Depósito PRFV 175.000 L Ø=6 m h=10 m	2	31.535,00	63.070,00
TOTAL =			154.952,00

4. PRECIO DE LOS EQUIPOS AUXILIARES E INSTRUMENTACIÓN

Cuadro de precios nº3

El coste de cada uno de los equipos auxiliares y la instrumentación necesarios para el diseño e instalación de la planta se detallan en las Tabla 75 donde aparece la cantidad necesaria, el coste unitario y el coste total.

Tabla 75. Coste de los equipos auxiliares y la instrumentación

Equipos auxiliares e instrumentación			
Equipo	Cantidad (ud)	Coste unitario (€)	Coste total (€)
Válvula mariposa tipo wafer con palanca DN32	6	57,41	344,46
Válvula mariposa tipo wafer con palanca DN40	19	57,41	1.090,79
Válvula mariposa tipo wafer con reductor DN250	12	415,23	4.982,76
Caudalímetros PCE-VR	99	527,56	52.228,44
Sensor de temperatura industrial EE220	3	287,50	862,50
Manómetro Wika serie 111	187	19,93	3.726,91
Intercambiador de calor UF Alfa Laval Línea industrial	1	543,00	543,00
Intercambiador de calor NF Alfa Laval Línea industrial	2	500,00	1.000,00
TOTAL =			64.778,86

5. PRESUPUESTO GENERAL

Una vez conocido cada uno de los cuadro de precios se puede obtener el presupuesto general como se muestra en la Tabla 76.

Tabla 76. Presupuesto general

Concepto	Coste
1.- Mano de obra	9.051,00 €
2.- Sistemas de filtración y membranas	296.963,33 €
3.- Tuberías	69.791,48 €
4.- Accesorios de tuberías	49.624,01 €
5.- Bombas	152.691,29 €
6.- Depósitos	154.952,00 €
7.- Equipos auxiliares e instrumentación	64.778,86 €
TOTAL:	797.851,98 €
Sistema de control de procesos (15%)	119.677,80 €
Presupuesto de ejecución material (PEM)	917.529,77 €
Gastos generales y contingencias (13%)	119.278,87 €
Beneficio industrial (6%)	55.051,79 €
Presupuesto de ejecución por contrata (PEC)	1.091.860,43 €
IVA (21%)	229.290,69 €
PEC+IVA	1.321.151,12 €
Honorarios del proyectista (4%)	52.846,04 €
PRESUPUESTO TOTAL:	1.373.997,17 €

Por lo tanto, el coste de la inversión inicial para la instalación la planta de tratamiento es de **1.373.997,17 €: un millón, trescientos setenta y tres mil, novecientos noventa y siete, con diecisiete céntimos.**