UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial

Evaluación de un proceso de nanofiltración para purificar los compuestos fenólicos presentes en el alperujo, tras su extracción y pretratamiento mediante ultrafiltración

Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química

AUTOR/A: Sáez Montesinos, Ana María

Tutor/a: Alvarez Blanco, Silvia

Cotutor/a: Sánchez Arévalo, Carmen

CURSO ACADÉMICO: 2022/2023

UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIERÍA INDUSTRIAL VALENCIA

TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE NANOFILTRACIÓN PARA PURIFICAR LOS COMPUESTOS FENÓLICOS PRESENTES EN EL ALPERUJO, TRAS SU EXTRACCIÓN Y PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN.

AUTOR: ANA MARÍA SÁEZ MONTESINOS

TUTOR: SILVIA ÁLVAREZ BLANCO

Seleccion CARMEN SÁNCHEZ ARÉVALO

Curso Académico: 2022-23

AGRADECIMIENTOS

A Silvia, por darme la oportunidad de hacer este gran proyecto bajo su tutorización, por confiar en mí y ser mi fuente de inspiración.

A Mamen, por permitirme crecer tanto de forma académica como personal. Por ser mi mayor apoyo durante este proceso, por su gran vocación, profesionalidad, paciencia y comprensión. Gracias por ser el ancla de este barco.

A mi familia, por estar a mi lado en los buenos y malos momentos, por darme alas y animarme a perseguir mis metas.

A Bea y Julia, por estar siempre, por ser mis ''tercios de naranja''.

A Magdin y Ana, por apoyarme y recalcarme que todo es posible.

A todos mis amigos.

Gracias.

EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE NANOFILTRACIÓN PARA PURIFICAR LOS COMPUESTOS FENÓLICOS PRESENTES EN EL ALPERUJO, TRAS SU EXTRACCIÓN Y PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN.

RESUMEN

El alperujo, o ''alpeorujo'', es un resido semisólido procedente de las almazaras, producido durante el proceso de centrifugación de 2 fases para la elaboración de aceite de oliva. Debido a su composición fitotóxica y ligeramente biodegradable, se trata de uno de los efluentes más contaminantes del sistema productivo agroalimentario con necesidad de ser tratado.

El alperujo está compuesto por una elevada concentración de polifenoles, con propiedades antioxidantes, antiinflamatorias y antitrombóticas, entre otras. Gracias a sus beneficios, ha crecido el interés en recuperar dichas biomoléculas de utilidad industrial con el fin de ser empleadas en otras industrias como cosmética, biotecnológica, agroalimentaria y farmacéutica. Por tanto, se propone un proceso de recuperación de estas biomoléculas mediante tres etapas continuas: en la primera el alperujo se somete a un proceso de extracción sólido-líquido, seguidamente un proceso de purificación mediante ultrafiltración y, finalmente, un proceso a concentración mediante nanofiltración.

Es por ello que el objetivo de este Trabajo Fin de Grado consiste en el diseño de una planta de nanofiltración capaz de procesar una corriente de 96 m^3/día de extracto procedente de la etapa de ultrafiltración. La planta operará durante 3 meses al año, correspondientes a los meses operativos de una almazara, y permitirá la comercialización del subproducto enriquecido en polifenoles.

Previamente al diseño industrial, se ha optimizado el proceso de nanofiltración mediante diversos ensayos realizados sobre la membrana de nanofiltración NF270 de la casa comercial DOW FILMTEC. En función de los resultados experimentales obtenidos en el laboratorio, se ha elegido a nivel industrial la membrana NF270-440, fabricada en poliamida y de arrollamiento en espiral. Para el diseño industrial son necesarios dos módulos con una superficie activa de 41 m^2.

Por otra parte, del proceso de nanofiltración se obtiene una corriente de rechazo que corresponde a la que se encuentra concentrada en polifenoles, y otra corriente de permeado que, debido a su estado de purificación, se puede emplear como un recurso de lavado de otras superficies, equipos, etc., procedentes de la instalación. Con todo ello, se contribuye a una economía circular, favoreciendo así el desarrollo de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) de la Agenda de 2030.

Por último, se ha estudiado la viabilidad económica de la planta industrial. La inversión inicial de la planta de nanofiltración es de 118.248,42 €, sin embargo, hay que tener en cuenta la inversión de las etapas anteriores, que ascienden a 11.041.553,22 € (Rojo-Adalid et al., 2021), resultando un total de 11.159.801,64 €. Los costes totales de explotación son 230.647,40 €, los ingresos totales 12.235.771,03 €, el beneficio bruto es 12.005.123,03 € y un periodo de recuperación de la inversión de 1,15 años.

Palabras clave: alperujo, concentración de polifenoles, antioxidantes, nanofiltración, economía circular.

EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE NANOFILTRACIÓN PARA PURIFICAR LOS COMPUESTOS FENÓLICOS PRESENTES EN EL ALPERUJO, TRAS SU EXTRACCIÓN Y PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN.

RESUM

El alperujo, o ''alpeorujo'', és un residu semisòlid procedent de les almàsseres produït durant el procés de centrifugació de 2 fases per a l'elaboració d'oli d'oliva. A causa de la seua composició fitotòxica i lleugerament biodegradable, es tracta d'un dels efluents més contaminants del sistema productiu agroalimentari amb necessitat de ser tractat.

El alperujo està compost per una elevada concentració de polifenols, amb propietats antioxidants, antiinflamatòries i antitrombòtiques, entre altres. Gràcies als seus beneficis, ha crescut l'interés de recuperar aquestes biomolècules d'utilitat industrial amb la finalitat de ser emprades en altres indústries com a cosmètica, biotecnològica, agroalimentària i farmacèutica. Per tant, es proposa un procés de recuperació d'aquestes biomolècules mitjançant tres etapes contínues: en la primera el alperujo passa per un procés d'extracció sòlid-líquid, seguidament un procés de purificació mitjançant ultrafiltració i, finalment, un procés a concentració mitjançant nanofiltració.

És per això, que l'objectiu d'aquest Treball Fi de Grau consisteix en el disseny d'una planta de nanofiltració capaç de processar un corrent de 96 m^3/dia d'extracte procedent de l'etapa d'ultrafiltració. La planta operarà durant 3 mesos a l'any, corresponents als mesos operatius d'una almàssera, i permetrà la comercialització del subproducte enriquit en polifenols.

Prèviament al disseny industrial, s'ha optimitzat el procés de nanofiltració mitjançant diversos assajos realitzats sobre la membrana de nanofiltració NF270 de la casa comercial DOW FILMTEC. En funció dels resultats experimentals obtinguts en el laboratori, s'ha triat a nivell industrial la membrana NF270-440, fabricada en poliamida i d'enrotllament en espiral. Per al disseny industrial són necessaris dos mòduls amb una superfície activa de 41 m^2.

D'altra banda, del procés de nanofiltració s'obté un corrent de rebuig que correspon a la que es troba concentrada en polifenols, i un altre corrent de permeat que, a causa del seu estat de purificació, es pot emprar com un recurs de rentada d'altres superfícies, equips... procedents de la instal·lació. Amb tot això, es contribueix a una economia circular, contribuint així al desenvolupament dels Objectius de Desenvolupament Sostenible (ODS) de l'Agenda de 2030.

Finalment, s'ha estudiat la viabilitat econòmica de la planta industrial. La inversió inicial de la planta de nanofiltració és de 118.248,42 €, no obstant això, cal tindre en compte la inversió de les etapes anteriors, que ascendeixen a 11.041.553,22 € (Roig-Capdavanter et al., 2021), resultant un total d'11.159.801,64€. Els costos totals d'explotació són 230.647,40 €, els ingressos totals 12.235.771,03€, el benefici brut és 12.005.123,03 € i un període de recuperació de la inversió de 1,18 anys.

Paraules clau: alperujo, concentració de polifenols, antioxidants, nanofiltració, economia circular.

ABSTRACT

The wet olive pomace, or ''alperujo'', is a semi-solid residue from olive oil mills, produced during the 2-phase centrifugation process, employed for the production of olive oil. Due to its phytotoxic and low biodegradable composition, it is one of the most polluting effluents of the agri-food production system that needs to be treated.

Therefore, *alperujo* is composed of a high concentration of polyphenols, with antioxidant, anti-inflammatory and antithrombotic properties, among others. Due to its benefits, there has been a growing interest in recovering these biomolecules of industrial utility, in order to be used in other industries such as cosmetics, biotechnology, agri-food and pharmaceuticals. Therefore, a recovery process of these biomolecules is proposed through three continuous stages: in the first one, the *alperujo* goes through a solid-liquid extraction process, followed by a purification process by ultrafiltration and, finally, a concentration process by nanofiltration.

Therefore, the objective of this Final Degree Project is the design of a nanofiltration plant capable of processing a flow of 96 m^3/day of extract coming from the ultrafiltration stage. The plant will operate during 3 months per year, corresponding to the operating months of an olive mill, and will allow the commercialization of the by-product enriched in polyphenols.

Prior to the industrial design, the nanofiltration process has been optimized by means of several tests carried out on the NF270 nanofiltration membrane from DOW FILMTEC. Based on the experimental results obtained in the laboratory, the NF270-440 membrane, made of polyamide and spiral wound, has been chosen for the industrial design. Two modules with an active surface area of 41 m^2 are required for the industrial design.

On the other hand, a rejection stream is obtained from the nanofiltration process, which corresponds to the one concentrated in polyphenols, and another permeate stream which, due to its purity, can be used as a washing resource for other surfaces, equipment... coming from the installation. All this contributes to a circular economy, thus favoring the development of the Sustainable Development Goals (SDGs) of the 2030 Agenda.

Finally, the economic feasibility of the industrial plant has been studied. The initial investment of the nanofiltration plant is €118.248,42, however, the investment of the previous stages, amounting to €11.041.553,22 (Rojo-Adalid et al., 2021), must be taken into account, resulting in a total of €11.159.801,64. The total operating costs are 230.647,40 €, the total income is 12.235.771,03 €, the gross profit is 12.005.123,03€ and the payback period for the investment is 1,18 years.

Key words: alperujo, polyphenol concentration, antioxidants, nanofiltration, circular economy.

ÍNDICE GENERAL

1. MEMORIA DESCRIPTIVA……

2. PRESUPUESTO…….

3. PLANOS…….

INDICE DE LA MEMORIA DESCRIPTIVA

1. JUSTIFICACIÓN Y MOTIVACIÓN.....2
   1.1. Justificación académica.....3
2. OBJETIVOS.....4
3. ANTECEDENTES.....5
   3.1. La industria del aceite.....5
      3.1.1. Origen.....5
      3.1.2. Materia prima.....5
         3.1.2.1. Polifenoles.....7
      3.1.3. Principales exportadores.....9
   3.2. Producción de aceite de oliva.....11
      3.2.1. Proceso de obtención de aceite de oliva.....11
   3.3. Residuos generados.....13
      3.3.1. Aguas residuales.....14
      3.3.2. Alperujo.....15
   3.4. Valorización de los residuos.....16
   3.5. Tecnología de membranas.....18
      3.5.1. Parámetros de los procesos de membrana.....21
      3.5.2. Proceso de polarización por concentración. Formación de capa gel.....23
      3.5.3.Ultrafiltración.....23
      3.5.4. Nanofiltración.....26
      3.5.5. Ventajas e inconvenientes del empleo de membranas.....26
4. MARCO LEGAL.....27
5. CONTRIBUCIÓN A LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE (ODS).....29
6. METODOLOGÍA.....31
   6.1. Obtención de la alimentación.....31
   6.2. Extracción asistida por ultrasonidos.....31
   6.3. Centrifugación.....33
   6.4. Filtración a vacío.....33
   6.5. Ultrafiltración.....34
      6.5.1. Distribución de la planta.....34
      6.5.2. Membrana UH030.....35
      6.5.3. Procedimiento experimental.....36
         6.5.3.1. Acondicionamiento y compactación de la membrana.....36
         6.5.3.2. Permeabilidad de la membrana.....37
         6.5.3.3. Ensayos de ultrafiltración.....37
         6.5.3.4. Limpieza de la membrana de ultrafiltración.....37
   6.6. Nanofiltración.....38
      6.6.1. Distribución de la planta de nanofiltración.....39
      6.6.2. Membrana de nanofiltración.....40
      6.6.3. Procedimiento experimental.....40
         6.6.3.1. Acondicionamiento y compactación de la membrana.....41
         6.6.3.2. Permeabilidad de la membrana.....41
         6.6.3.3. Ensayos.....41

6.6.3.4. Limpieza de la membrana de nanofiltración……42
6.6.3.5. Recuperación de la permeabilidad tras la limpieza……42
6.7. Caracterización……43
7. RESULTADOS……45
7.1. Proceso de ultrafiltración……45
7.1.1. Compactación y permeabilidad de la membrana UH030……45
7.1.2. Proceso de ultrafiltración……46
7.1.3. Limpieza de la membrana UH030……52
7.1.4. Caracterización de las muestras tomadas durante la ultrafiltración……53
7.2. Proceso de nanofiltración……56
7.2.1. Compactación y permeabilidad de la membrana NF270……56
7.2.2. Ensayos de nanofiltración……57
7.2.3. Limpieza de la membrana NF270……58
7.2.4. Caracterización de las muestras tomadas durante la nanofiltración……59
8. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN DEDICADA A LA CONCENTRACIÓN DE POLIFENOLES……65
8.1. Descripción de la planta propuesta……65
8.2. Corriente de alimentación……68
8.3. Instalación de la planta industrial……69
8.3.1. Diseño y dimensionamiento de la planta de Nanofiltración……69
8.3.2. Diseño de los depósitos de alimento, rechazo y permeado……71
8.3.3. Diseño de las conducciones……73
8.3.4. Diseño de las bombas……77
8.3.5. Diseño del proceso de limpieza……79
9. ESTUDIO ECONÓMICO……82
9.1. Costes de explotación……82
9.1.1.Costes variables……82
9.1.2. Costes fijos……86
9.1.3.Resumen costes explotación……86
9.2. Ingresos de explotación……87
9.3. Beneficios totales……87
10. CONCLUSIONES……89
11. BIBLIOGRAFÍA……91

ANEXOS

- ANEXO I. DIMENSIONADO DE EQUIPOS
- ANEXOI II. CATÁLOGOS DE EQUIPOS
- ANEXO III. FICHA DE SEGURIDAD P3-ULTRASIL 115
- ANEXO IV. ABSTRACT DE LA COMUNICACIÓN ORAL (NYM2022)

ÍNDICE DE FIGURAS

- Figura 1. Estructura molecular de diferentes polifenoles……8
- Figura 2. Producción de aceite de oliva en miles de toneladas en los países productores tras cada campaña……10
- Figura 3. Consumo de aceite de oliva (litros/persona) en los principales países consumidores……11
- Figura 4. Etapas para la elaboración de aceite de oliva virgen mediante centrifugación.13
- Figura 5. Rendimiento de un proceso de obtención de aceite de oliva virgen mediante centrifugación en dos o tres fases……14
- Figura 6. Instalación para llevar a cabo la reacción de Fenton en aguas residuales……16
- Figura 7. Capacidad de cada tipo de técnica de membrana para permear distintas partículas……20
- Figura 8. Flujos más comunes durante la purificación de una corriente mediante un material filtrante……20
- Figura 9. Proceso de polarización por concentración y formación de capa gel……23
- Figura 10. Módulo plano……24
- Figura 11. Esquema de un módulo de enrollamiento en espiral……24
- Figura 12. Esquema de un módulo tubular……25
- Figura 13. Esquema de un módulo de fibras huecas……25
- Figura 14. 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible de la Agenda 2030……29
- Figura 15. Etapas para la obtención de una corriente enriquecida en polifenoles……31
- Figura 16. Equipo de ultrasonidos Elmasonic P 70 H……32
- Figura 17. Proceso de extracción mediante ultrasonidos……32
- Figura 18. Centrífuga Sigma 6-16HS……33
- Figura 19. Etapa filtración a vacío……34
- Figura 20. Esquema de la distribución de la planta de ultrafiltración……35
- Figura 21. Pasos para la correcta colocación de la membrana UH030 dentro del módulo……36
- Figura 22. Fotografía de la planta de nanofiltración……39
- Figura 23. Esquema de distribución de la planta de nanofiltración……40
- Figura 24. Variación de la densidad de flujo de permeado con el tiempo durante la compactación de la membrana UH030……45
- Figura 25. Estudio de la permeabilidad de la membrana UH030……46
- Figura 26. Evolución de la densidad de flujo de permeado respecto al factor de reducción de volumen (FRV) en el proceso de ultrafiltración del extracto……48
- Figura 27. Etapas del proceso de ultrafiltración……51
- Figura 28. Rechazo a la DQO obtenido en la etapa de ultrafiltración para diferentes valores de factor de reducción de volumen (FRV)……53
- Figura 29. Rechazo global a los polifenoles para cada factor de reducción de volumen (FRV) en la etapa de ultrafiltración……55
- Figura 30. Compactación de la membrana NF270……56
- Figura 31. Estudio de la permeabilidad de la membrana NF270……57

- Figura 32. Evolución de la densidad de flujo de permeado respecto al factor de reducción de volumen (FRV) para cada ensayo en la etapa de nanofiltración……58
- Figura 33. Rechazo a la DQO obtenido para cada presión en la etapa de nanofiltración……59
- Figura 34. Rechazo a los sólidos totales obtenido para cada presión en la etapa de nanofiltración……60
- Figura 35. Muestra de permeado (derecha) y rechazo (izquierda) tras el ensayo a 5 bares en la celda de nanofiltración……61
- Figura 36. Muestra de permeado (derecha) y rechazo (izquierda) tras el ensayo a 7 bares en la celda de nanofiltración……62
- Figura 37. Muestra de permeado (derecha) y rechazo (izquierda) tras el ensayo a 9 bares en la celda de nanofiltración……62
- Figura 38. Rechazo global a los polifenoles para cada FRV……64
- Figura 39. Diagrama de bloques del proceso industrial para la obtención de polifenoles mediante una corriente de alperujo……65
- Figura 40. Esquema de la distribución de la planta industrial……67
- Figura 41. Distribución de los módulos de nanofiltración……70
- Figura 42. Esquema de la distribución de tuberías en la planta industrial……74
- Figura 43. Esquema de la planta industrial junto al proceso de limpieza……80
- Figura 44. Disposición en serie de los módulos de membrana……103
- Figura 45. Ábaco de Moody……106

ÍNDICE DE TABLAS

- Tabla 1. Valores nutricionales por cada 100 g de aceitunas…….……7
- Tabla 2. Producción de aceite de oliva en toneladas de los principales productores durante la campaña 2021 – 2022……..10
- Tabla 3. Cantidad de agua residual obtenida anualmente durante las etapas de obtención de aceite de oliva mediante el proceso de dos fases…….……15
- Tabla 4. Caracterización de un agua residual procedente de una almazara……15
- Tabla 5. Propiedades de la membrana TRISEP DS UH030 8338-46……..……..35
- Tabla 6. Valores de pH en función de la sustancia……..……..38
- Tabla 7. Propiedades de la membrana NF270……..……40
- Tabla 8. Ensayos de nanofiltración a distintas presiones……..41
- Tabla 9. Recuperación de la permeabilidad de la membrana UH030 tras cada limpieza……52
- Tabla 10. Valores del color en cada muestra para cada factor de reducción de volumen (FRV)……54
- Tabla 11. Conductividad (µS/cm) del permeado y del rechazo para cada factor de reducción de volumen (FRV)……54
- Tabla 12. Caracterización de la corriente de alimento de nanofiltración……55
- Tabla 13. Porcentaje de recuperación de la permeabilidad inicial tras cada ensayo……..58
- Tabla 14. Valores de color en cada muestra para las tres presiones distintas en la etapa de nanofiltración……..61
- Tabla 15. Conductividad (µs/cm) del permeado y del rechazo para cada ensayo de la planta de nanofiltración……..…63
- Tabla 16. Caracterización de la corriente a 7 bares……64
- Tabla 17. Presión osmótica provocada por los principales compuestos presentes en la alimentación y en el permeado…….……69
- Tabla 18. Membrana comercial NF270-440 seleccionada para la etapa de nanofiltración……70
- Tabla 19. Caudal correspondiente para cada corriente de la planta de nanofiltración….70
- Tabla 20. Caracterización de las corrientes tras el proceso de nanofiltración para un Factor de Reducción de volumen (FRV) igual a 7,1……..71
- Tabla 21. Diámetro de las conducciones……..75
- Tabla 22. Características de las conducciones……..76
- Tabla 23. Especificaciones técnicas de la bomba DL- PCM Delasco FC 30-2A……..78
- Tabla 24. Especificaciones técnicas de la bomba DL- PCM Delasco FC 25-2C……79
- Tabla 25. Abastecimiento de agua de red y coste económico anualmente……83
- Tabla 26. Abastecimiento de energía y coste económico anualmente……..83
- Tabla 27. Coste de la mano de obra……85
- Tabla 28. Costes de explotaciones totales……86
- Tabla 29. Presión osmótica aportada por cada soluto para un FRV 1……99
- Tabla 30. Presión osmótica aportada por cada soluto para un FRV 7,1……..……..100
- Tabla 31. Pérdidas de carga producidas por la fricción del fluido en la tubería……106
- Tabla 32. Pérdidas de carga producidas por los accesorios de las tuberías……..107

- Tabla 33. Pérdidas de carga totales en cada tubería……..108
- Tabla 33. Volumen muerto originado en cada tubería…….109

ÍNDICE DEL PRESUPUESTO

1. INTRODUCCIÓN …….1
2. COSTE DE LA MANO DE OBRA ……1
3. COSTE DEL MATERIAL FUNGIBLE…… ……..2
4. COSTE DEL MATERIAL AMORTIZABLE……3
5. COSTE DE LOS MATERIALES Y EQUIPOS PRINCIPALES……6
6. COSTE DE LOS EQUIPOS AUXILIARES E INSTRUMENTACIÓN ……..8
7. PRESUPUESTO GENERAL……9

ÍNDICE DE TABLAS PRESUPUESTO

- Tabla 1. Coste mano de obra……1
- Tabla 2. Coste del material fungible……2
- Tabla 3. Coste del material amortizable……3
- Tabla 4. Coste de las membranas y el filtro……6
- Tabla 5. Coste de los depósitos……6
- Tabla 6. Coste de las bombas……7
- Tabla 7. Coste de las tuberías……7
- Tabla 8. Precio codos y uniones en T……7
- Tabla 9. Coste de los equipos auxiliares e instrumentación……8
- Tabla 10. Presupuesto general……9

ÍNDICE DE PLANOS

1. Distribución de la planta de nanofiltración……..1
2. Distribución de tuberías en la planta industrial……2
3. Esquema de planta industrial y proceso de limpieza……..3

MEMORIA DESCRIPTIVA

CAPÍTULO 1. JUSTIFICACIÓN Y MOTIVACIÓN

Actualmente, el sector oleícola es uno de los principales pilares socioeconómico y cultural de los países que conforman el Mar Mediterráneo. Entre Europa y África se pueden encontrar en torno a 10 millones de hectáreas de olivos plantados, con una producción media anual de más de 2,5 millones toneladas de aceite de oliva (Vilar & Pereira, 2018). Respecto a la producción mundial anual de aceite de oliva, España es el productor más prolífico, seguido de Italia, Grecia, Turquía, Marruecos y Túnez (Consejo Oleícola Internacional, 2022).

Sin embargo, la producción de aceite de oliva requiere elevados recursos; además, causa un alto impacto ambiental debido a la contaminación del agua y el suelo y las emisiones de dióxido de carbono. El impacto ambiental se origina durante la fase de cultivo como consecuencia del uso de plaguicidas y fertilizantes y, por otro lado, en el proceso de fabricación de aceite por la obtención de subproductos, gasto de energía y agua (Banias et al., 2017).
Las corrientes residuales son generadas por la poda del olivo (madera, hojas y ramas, definidas como residuos) y en la elaboración del aceite de oliva (orujo de aceituna y aguas residuales de almazara, definidas como subproductos) (Roselló-Soto et al., 2015). Las cantidades de residuos y subproductos que se originan anualmente en la Unión Europea se estiman en 21,4 millones de toneladas, siendo 9,6 millones de toneladas de las almazaras y 11,8 millones de toneladas de la poda del olivo (Berbel & Posadillo, 2018).

La eliminación de los residuos y subproductos del aceite de oliva es difícil y costosa. Los posibles contaminantes de los subproductos propios de almazaras (compuestos fenólicos, ácidos grasos, taninos, etc.) son en parte fitotóxicos y tan solo ligeramente biodegradables, lo que los convierte en uno de los efluentes más contaminantes de todo el sistema productivo agroalimentario (Souilem et al., 2017). En consecuencia, se ha visto incrementado el interés de muchas industrias en desarrollar nuevas técnicas de valorización de estos residuos, contribuyendo así al cumplimiento de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) de la Agenda 2030 (Naciones Unidas [UN], 2015).

La economía circular es una de las metas que tienen por objetivo los ODS. Por ello, conseguir recuperar biomoléculas de utilidad industrial a partir de residuos representa un gran reto para la sociedad. Por ende, la escasa disponibilidad de recursos renovables ha provocado un aumento del interés por los recursos naturales, como es el caso del aprovechamiento de los polifenoles presentes en el alperujo. En consecuencia, ha aumentado la búsqueda y desarrollo de nuevas alternativas que permitan la valorización de los residuos, con el fin de ser empleado en otras industrias como cosmética, biotecnológica, agroalimentaria y farmacéutica. Conjuntamente, minimiza el volumen de residuos a gestionar, disminuyendo así el impacto medioambiental.

La finalidad de este Trabajo Fin de Grado se centra en la recuperación de polifenoles a partir de una corriente de extracto acuoso de alperujo, mediante el desarrollo y optimización de una etapa de nanofiltración. De esta forma, es posible aprovechar los compuestos fenólicos (una vez purificados) generando valor añadido, revalorizando la industria oleícola, favoreciendo la economía circular y, con todo ello, contribuyendo al cumplimiento de los ODS.

El interés y la vigencia de este Trabajo ha derivado en una comunicación oral, presentada en el congreso internacional Network Young Membrains (NYM2022), celebrado en Nápoles, del 17 al 19 de noviembre de 2022. En dicha comunicación se presentaron los resultados obtenidos a partir del proceso de optimización de la etapa de nanofiltración para la obtención de la corriente de polifenoles a concentración. En el Anexo 4 queda adjuntado el *abstract* de la comunicación.

1.1. JUSTIFICACIÓN ACADÉMICA

El presente TFG basado en el diseño y optimización de una planta nanofiltración tiene como principal justificación la obtención del título de Grado de Ingeniería Química, impartido en la Universidad Politécnica de Valencia (UPV).

El interés por desarrollar este tema viene dado por la realización de la asignatura ''Procesos Industriales de Ingeniería Química'', en la cual se estudió el proceso de obtención del aceite de oliva. Además, el Instituto Universitario de Investigación de Seguridad Industrial, Radiofísica y Medioambiental (ISIRYM) de la UPV trabaja con aspectos relevantes en el tratamiento de residuos procedentes de almazaras para la obtención de subproductos.

Finalmente, participar en este proyecto ha supuesto una formación relevante en el ámbito de la investigación, funcionamiento y diseño de equipos e instalaciones y conocimiento de las tecnologías de membranas más novedosas y actuales. Conjuntamente, ha permitido ganar más experiencia para la elaboración de proyectos profesionales en la posteridad.

CAPÍTULO 2. OBJETIVOS

El principal objetivo de este Trabajo de Fin de Grado es estudiar el efecto de las condiciones de operación en un proceso de nanofiltración destinado a concentrar una corriente enriquecida en compuestos fenólicos procedentes de los extractos líquidos del alperujo. Posteriormente, se diseñará la planta correspondiente para el tratamiento de 96 m^3 de alimento diarios (Rojo-Adalid et al., 2021).

De este objetivo general se derivan los siguientes objetivos específicos:

- ✓ Desarrollar aspectos técnicos y profesionales trabajando a nivel laboratorio mediante el desarrollo de un proyecto que ponga en práctica la habilidad como ingeniero químico.
- ✓ Favorecer una actividad resolutiva por parte del alumno ante problemas que puedan surgir a nivel industrial.
- ✓ Extraer los compuestos fenólicos presentes en el alperujo mediante una extracción solido-líquido con el fin de obtener un extracto acuoso rico en polifenoles.
- ✓ Purificar la corriente mediante un proceso de ultrafiltración optimizado previamente, empleando la membrana UH030 en condiciones optimizadas (Rojo-Adalid et al., 2021).
- ✓ Optimizar el proceso de nanofiltración para concentrar los polifenoles purificados en la etapa anterior. Se empleará la membrana NF270 previamente seleccionada (Sánchez-Arévalo et al., 2021). Se realizarán ensayos en una celda de nanofiltración a escala de laboratorio, utilizando diferentes condiciones de presión y alcanzando un Factor de Reducción de Volumen (FRV) de 2,5, como mínimo.
- ✓ Caracterizar las corrientes del sistema para cada ensayo de nanofiltración, para hacer una evaluación del proceso de extracción de los compuestos fenólicos respecto al resto de sustancias presentes en la alimentación. De esta manera, será posible conocer el porcentaje de rechazo a los compuestos que conforman la corriente, así como su concentración.
- ✓ Interpretar los resultados de forma didáctica e industrial para seleccionar las condiciones de operación óptimas para el proceso, tras la caracterización de las corrientes para cada ensayo.
- ✓ Realizar un diseño industrial del proceso contribuyendo al cumplimiento de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS).

CAPÍTULO 3. ANTECEDENTES

3.1. LA INDUSTRIA DEL ACEITE

3.1.1. Origen

Según los últimos estudios científicos, existen restos de olivos desde hace más de 12.000 a.C. Los fenicios fueron los encargados de difundir su cultivo en Grecia durante los siglos XVI al XII a.C. El primer registro de su existencia aparece en unas tablillas micénicas en barro del año 2.500 a.C.

Así pues, se extendía hasta Trípoli, Túnez, Sicilia, Francia, Córcega y Cerdeña, siendo la expansión del Imperio Romano la causa de su conocimiento a lo largo de los países del Mar Mediterráneo. De esta forma, todos los países del área Mediterránea comparten la cultura, sistemas de regadío para el cultivo de olivos y la extracción de aceite de oliva (Flores Rafael, 2018).

En España se extendió el cultivo de olivos durante la dominación del Mare Nostrum por parte de griegos y fenicios, alcanzando su mayor extensión tras la tercera guerra púnica en las tierras bañadas por el Mar Mediterráneo. Durante el Imperio Romano aumentó la exportación del aceite de oliva del país por todo el mundo occidental, y a la llegada de la cultura árabe, aparecieron nuevas variedades de olivo, se amplió la superficie olivícola y dentro del vocabulario técnico, aparecieron nuevas palabras como aceituna y aceite.

Tras el descubrimiento de América, los españoles extendieron las técnicas de cultivo del olivo por las zonas de México, Perú, Chile, Argentina y California.

Debido al auge del aceite de oliva virgen extra al tratarse de un producto gourmet por su gran calidad y sus beneficios, continúa aumentando y extendiéndose la superficie plantada a países de África del Sur, Australia, Japón y China, siendo más de 58 países productores de aceite de oliva (Flores Rafael, 2018).

Actualmente, existen alrededor de 12.000 almazaras productoras de aceite oliva repartidas en 50 países, las cuales mayoritariamente se encuentran en España, Italia, Grecia, Túnez y Turquía. Éstas equivalen al 75% de la producción total de aceite de oliva del mundo (Consejo Oleícola Internacional, 2022).

3.1.2 Materia prima

La materia prima que nos permite obtener el aceite de oliva es la aceituna, el fruto del olivo, árbol de la familia de las Oleáceas. Se trata de una fruta con un tamaño que puede variar en función de la especie y su color cambia del verde al negro cuando se encuentra ya madura. Debido a la presencia de un fenol-glucósido (oleuropeína), es amarga en su estado natural. Está formada por una capa externa que la protege (epicarpio o piel), la zona comestible que acumula los aceites (mesocarpio o pulpa) y la parte interna que protege la semilla (endocarpio o hueso) (Sant Joan de Déu Barcelona - Hospital, 2015).

Los principales indicios de la existencia de dicho fruto se dieron en Grecia y Asia menor, donde todavía quedan olivos salvajes (acebuches) que fueron de gran importancia durante las culturas fenicia, romana y árabe. La expansión del cultivo del olivo fue debida principalmente a la extensión del Imperio Romano.

El origen de la palabra aceituna proviene del árabe "azzayt" que deriva del arameo "zayta", siendo ''-tuna'' el diminutivo. Sin embargo, la palabra oliva deriva del latín (Sant Joan de Déu Barcelona - Hospital, 2015).

Dentro de las variedades existentes, gracias a la diversidad de climas, microclima y riqueza de suelos en España, existe una amplia gama y diversidad de aromas y sabores, siendo en general un aroma afrutado intenso que recuerda a la aceituna verde o madura.

En el país se contabilizan más de 260 variedades cultivadas de olivo, de las que destacan las siguientes (ASOLIVA, n.d.):

- **Picual:** se trata de la variedad más importante a nivel internacional (50 % árboles en España). Se encuentra en regiones de Andalucía, principalmente en Jaén, Córdoba y Granada. Destaca por su alta productividad, su adaptabilidad a diversos climas y suelos y un rendimiento de obtención de aceite de 27 %. Cuenta con un alto contenido en ácido oleico monoinsaturado (empleado para evitar riesgos de enfermedades cardiovasculares). Debido a su bajo contenido en ácido y su elevado contenido en polifenoles, lo convierten en el aceite más estable que existe.
- **Cornicabra:** es la segunda variedad más importante y la tercera en producción en la Comunidad de Castilla La Mancha. Cuenta con un rendimiento del 19 % de ácidos grasos monoinsaturados.
- **Hojiblanca:** se extiende por el este de la provincia de Sevilla, el sur de Córdoba y todo el norte de la provincia de Málaga. Su rendimiento en aceite es bajo, con una media entre 17-19 %. A pesar de que presenta una composición de ácidos grasos muy equilibrada con ácidos saturados bajos, no es tan estable ante la oxidación.
- **Arbequina**: destaca en zonas de Zaragoza, Huesca, Tarragona, Córdoba y Lérida. Presenta elevada productividad y buen rendimiento graso, sobre 20,5 % de aceite, que lo sitúa entre las variedades con mayor porcentaje de extracción de aceite.
- **Lechín de Sevilla:** se distribuye por las provincias de Sevilla, Córdoba, Cádiz, Málaga y Huelva. Su contenido en aceite es alrededor de un 18 % y su composición le hace ser relativamente inestable frente a la oxidación, con pérdida de sus valores organolépticos relativamente rápida en el tiempo.
- **Picudo:** predomina en zonas de Córdoba, Granada, Málaga y Jaén. Cuenta con unas características organolépticas muy buenas, un rendimiento graso del 20 %, pero resultan inestables ante la oxidación.

Al igual que el aceite de oliva, la aceituna es de gran interés al ser rica en ácidos grasos insaturados que resultan beneficiosos para la salud. Su componente mayoritario es el agua (con un porcentaje del 74 %). Tiene un alto aporte de grasa, hidratos de carbono y proteínas. Su

contenido de fibra está alrededor de 4 g por cada 100 g de aceitunas. Destaca el aporte de sodio empleadas para salmuera. También contienen, aunque en menor proporción, otros minerales como calcio, potasio, magnesio, hierro, fósforo y yodo, entre otros.

En cuanto a las vitaminas, aportan mayoritariamente vitaminas liposolubles como la pro-vitamina A y la E, ambas con función antioxidante.

En la Tabla 1 se recoge el valor nutricional de las aceitunas.

Tabla 1. Valores nutricionales por cada 100 g de aceitunas. Fuente: (Sant Joan de Déu Barcelona - Hospital, 2015).

Valores por 100 g de producto		
	Aceituna verde	**Aceituna negra**
Valor energético	110 kcal	294 kcal
Proteínas	1,1 g	2 g
Grasas	11,8 g	30 g
Hidratos de carbono	0,5 g	4 g
Sodio	1,93 g	3,288 g
Potasio	72 mg	40 mg
Magnesio	21 mg	22 mg
Calcio	49 mg	61 mg
Fósforo	3 mg	24 mg
Vitamina A	359 µg	7 µg
Vitamina E	1,99 mg	1,99 mg
Vitamina K	1,4 µg	1,4 µg
Vitamina C	0,9 mg	0,9 mg

Dentro del valor nutricional del aceite de oliva, cabe destacar su concentración en polifenoles, compuestos bioactivos antioxidantes responsables del color brillante de la aceituna (Sant Joan de Déu Barcelona - Hospital, 2015).

3.1.2.1 Polifenoles

Los polifenoles o compuestos fenólicos son moléculas que contienen un grupo funcional fenol en su estructura. Se encuentran en el metabolismo secundario de plantas y frutas derivadas de las vías shiquimato y fenilpropanoides. El contenido de estos depende de la especie, el suelo, localización geográfica y condiciones ambientales, genotipo y grado de madurez. Actualmente, se están desarrollando numerosas tecnologías que permitan la extracción de estos compuestos debido a su gran capacidad antioxidante. Adicionalmente, contienen propiedades antiinflamatorias, antialérgica, antitrombóticas, antimicrobianas, antineoplásicas y anticancerígenas (Valencia et al., 2017).

Los polifenoles forman parte de una amplia familia de distintas estructuras, desde algunas simples como derivados fenólicos, a moléculas de elevado peso molecular, como son los taninos hidrolizables. Así pues, se dividen en subgrupos en función de su estructura molecular. Por un

lado, están los flavonoides, con estructura básica C6-C3-C6 (antocianinas, flavonoles y flavonas, las flavanonas, chalconas y dihidrochalconas, las isoflavonas y los flavan-3-oles), por otro lado, están los fenil propanoides (derivados de ácidos hidroxicinámicos). Otros grupos como los estilbenoides (resveratrol) y los derivados del benzoico, resultan también importantes para la industria.

En la siguiente Figura 1 se observan diversas moléculas de la familia de los polifenoles.

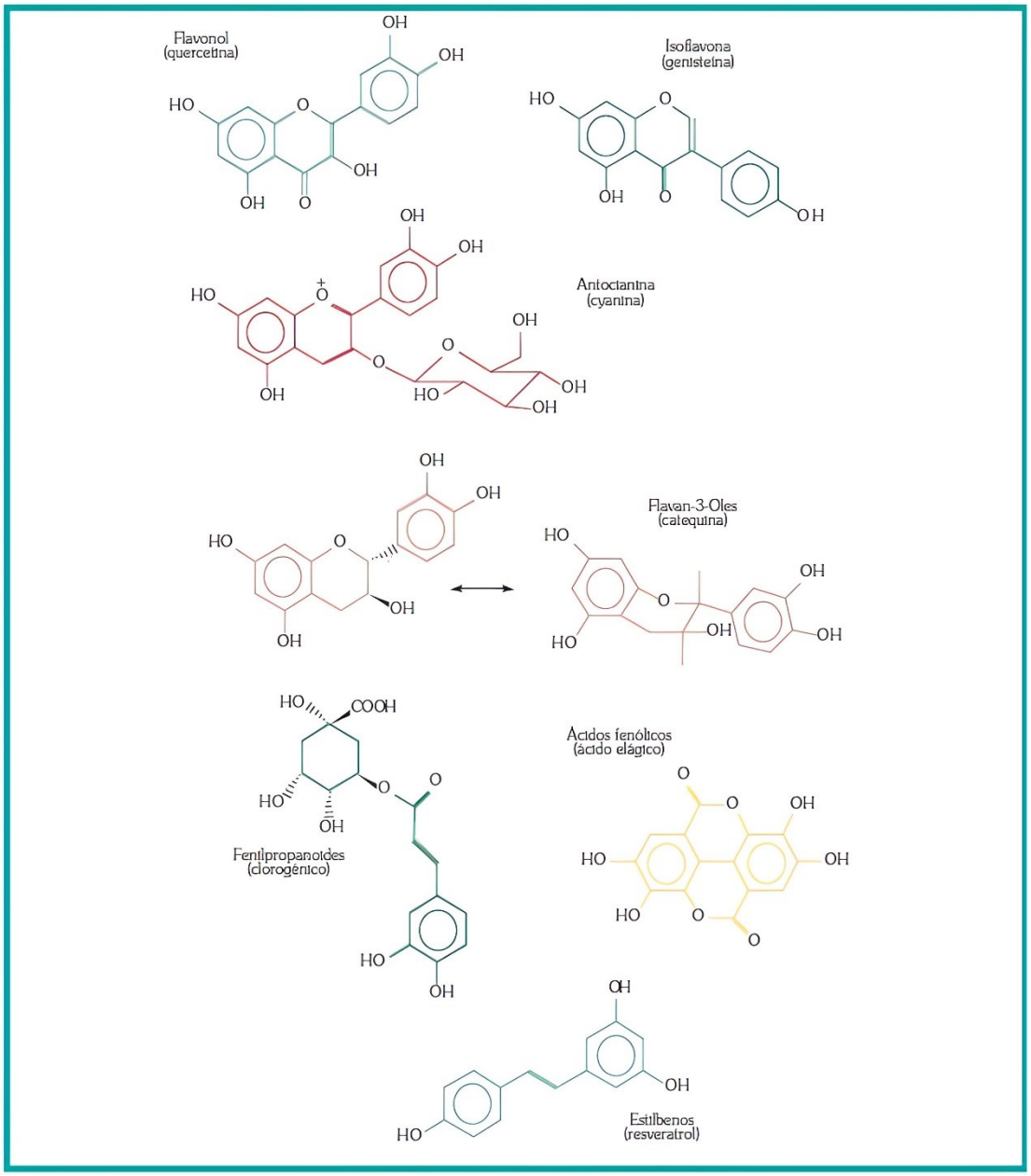


Figura 1. Estructura molecular de diferentes polifenoles. Fuente: (Tomás-Barberán, 2003).

Actualmente, se conocen más de 5000 especies de polifenoles presentes en la naturaleza.

Los polifenoles son responsables de algunas de las propiedades organolépticas de las plantas. Además, intervienen en los beneficios para la salud de los alimentos de origen vegetal gracias a

su capacidad captadora de radicales libres, que les proporciona actividad antioxidante (Tomás-Barberán, 2003).

3.1.3 Principales exportadores

La campaña 2021-2022 asciende a 180.146 toneladas de producción de aceite de oliva, un 20,9 % menos que la campaña anterior.

A pesar de tratarse de un producto consumido por toda la población mundial, únicamente alrededor de 32 países se dedican a la obtención de aceite de oliva. Sin embargo, aproximadamente solo 10 países son los encargados de abastecer a la población. La mayoría de ellos se encuentran bañados por el Mar Mediterráneo. Actualmente la producción mundial oscila entre 2,8 y 3,2 millones de toneladas anuales, según los datos aportados por el Consejo Oleícola Internacional (Consejo Oleícola Internacional - Unidad de Promoción y Economía - Departamento de Estudios Económicos y Estadísticas, 2022).

El principal país productor es España, con una producción de entre 1 y 1,8 millones de toneladas, equivalente a entre el 40 y el 55 % del total de la producción mundial. Tiene un consumo interno de 400.000 toneladas anuales, y alrededor de 800.000 toneladas son exportadas, siendo de forma natural un exportador de Aceite de Oliva Virgen Extra (AOVE). Sin embargo, no lidera grandes campañas de publicidad, disminuyendo su referencia a nivel mundial ya que cuenta con una gran oferta y falta de estrategia comercial a nivel mundial. Como consecuencia, gran cantidad de la producción de aceite de oliva es vendida a granel a otros países (especialmente Italia) que, tras envasarla en sus empresas, la venden bajo su propia marca, perdiendo el valor añadido y el posicionamiento de la marca española (Oro del Desierto, n.d.).

Los siguientes principales productores son Italia y Grecia, con cifras de 180-450 mil toneladas y 100-230 mil toneladas de aceite de oliva generadas anualmente, respectivamente.

Gracias al desarrollo tecnológico y la extensión de superficie, Túnez ha crecido en el sector olivícola con producciones muy oscilantes, de entre 70-340 mil toneladas/año.

Seguidamente, Portugal ha experimentado una crecida en la industria del aceite debido a su extensión de plantaciones de olivar de regadío, permitiéndolo producir 70-120 toneladas/año.

Después, y por encima de las 100 mil toneladas, se sitúan Turquía, Siria, Marruecos, Argelia y Chile. Por debajo de las 30 mil toneladas se encuentran Argentina, Jordania, Australia, Libia, Palestina, Líbano, Israel, Albania, Estados Unidos e Irán (Oro del Desierto, n.d.).

En la Figura 2 se muestra una gráfica de la producción de aceite de oliva en cada país productor (Consejo Oleícola Internacional, 2022).

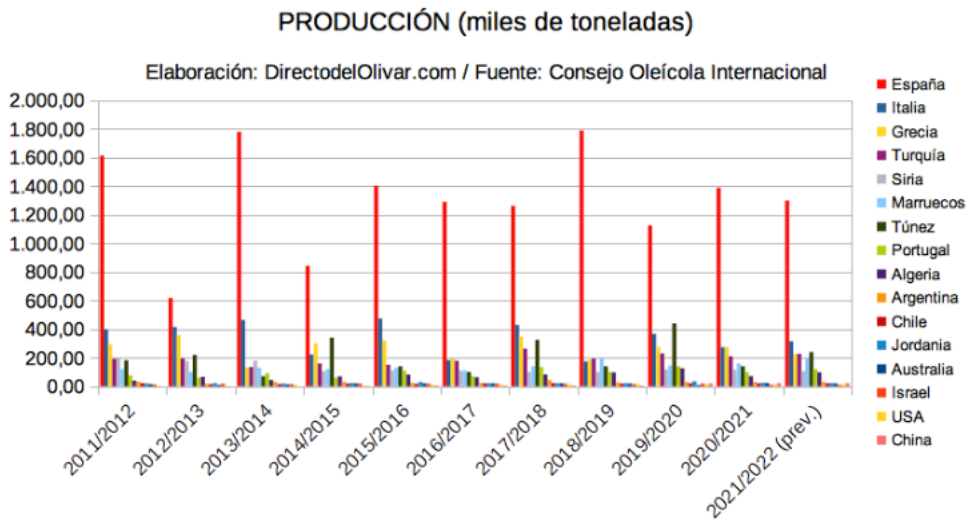


Figura 2. Producción de aceite de oliva en miles de toneladas en los países productores tras cada campaña. Fuente: (Consejo Oleícola Internacional, 2022).

En la Tabla 2 se muestra la producción total de aceite de oliva de los principales productores durante la campaña 2021 – 2022 (Consejo Oleícola Internacional - Unidad de Promoción y Economía - Departamento de Estudios Económicos y Estadísticas, 2022).

Tabla 2. Producción de aceite de oliva en miles de toneladas de los principales productores durante la campaña 2021 – 2022. Fuente: (Consejo Oleícola Internacional, 2022).

País	ACEITE DE OLIVA		ACEITE DE ORUJO DE OLIVA	TOTAL
	ACEITE DE OLIVA VIRGEN	ACEITE DE OLIVA	ACEITE DE ORUJO DE OLIVA	
ESPAÑA	45.961	22.146	4.26	72.368
ITALIA	33.392	5.78	1.746	40.917
TÚNEZ	22.659	4.2	1.949	28.809
PORTUGAL	13.17	5.16	39	18.37
ARGENTINA	9.057	312	0	9.369
PAVO	2.889	2.099	474	5.462
MARRUECOS	979	101	4.006	5.086
CHILE	4.953	0	0	4.954
GRECIA	3.895	312	117	4.325
OTROS	2.616	463	80	3.159
TOTAL	139.571	40.574	12.672	192.818

El consumo de aceite de oliva se centraliza especialmente entre los principales países productores, siendo España el principal consumidor de litros de aceite por persona, seguido de Grecia, en segundo lugar, e Italia en el tercer puesto.

En la Figura 3 se recogen los datos de consumo (litros/persona) de aceite de oliva para los principales consumidores (Consejo Oleícola Internacional, 2022).

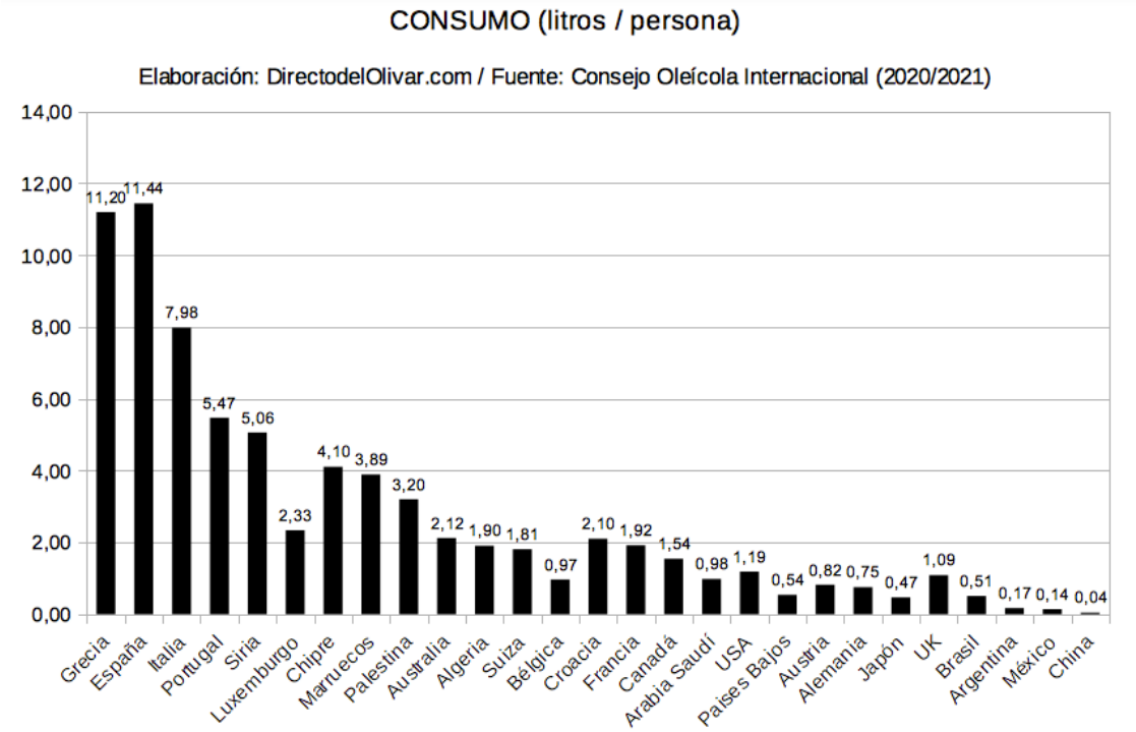


Figura 3. Consumo de aceite de oliva (litros/persona) en los principales países consumidores. Fuente: (Consejo Oleícola Internacional, 2022).

3.2 PRODUCCIÓN DE ACEITE DE OLIVA

3.2.1 Proceso de obtención de aceite de oliva

El proceso comienza con la recolección de olivas a finales de otoño o inicios del invierno, en el instante que se encuentran en su máximo porcentaje de ácidos grasos en su interior, momento en el que generalmente contiene el mayor nivel de polifenoles.

Para escoger el sistema de recolección se debe seleccionar el que menos daño origine al fruto, puesto que la oxidación de la aceituna provoca ‘‘enranciamiento’’ del aceite. Así pues, puede recolectarse a mano o empleando máquinas específicas para recoger el fruto (cubriendo el suelo de cultivo con lonas para trabajar en un espacio limpio). Este proceso se conoce como ‘’ordeño’’ y se trata del método más empleado para la aceituna de mesa, sin embargo, cada vez se utiliza en menor medida puesto que acarrea costes elevados. Por otro lado, el método del ‘’vareo’’, empleado sobre todo antiguamente, utiliza una vara larga con la cual se golpean las ramas con el fin de que caiga la aceituna encima de una lona previamente extendida sobre el suelo cultivado; sin embargo, resulta ser el método más agresivo. Actualmente, el más empleado es el ‘’mecánico por vibración’’, puesto que reduce los costes de recolección, así como el daño que se le origina a la aceituna en otros métodos.

Cuenta con una pinza que, al ponerse en contacto con el tronco o una rama, produce vibraciones que provocan la caída del fruto.

Una vez finaliza la labor en el olivar, las aceitunas se limpian y se tamizan con el fin de eliminar residuos como las pequeñas piedras, tierra, hojas o ramas. Seguidamente, se lavan con agua fría para eliminar cualquier resto (polvo o herbicidas) y se almacenan hasta pasar a la etapa de la molienda.

En el proceso de la molienda se hace pasar las aceitunas por un molino de rulo o de martillos (comúnmente de eje horizontal) que, mediante la trituración del fruto, consigue romper los tejidos que contienen el aceite obteniendo un tipo de pasta oleosa. Dicha pasta es tratada mediante el proceso de batido, en el cual se saca el aceite de las células del tejido y se va agrupando en gotas de mayor tamaño. Para este procedimiento se emplean batidoras con palas u otro mecanismo que facilite el movimiento de la pasta oleosa (el empleo de prensas reduce el tiempo de esta etapa). Al tratarse de una mezcla viscosa, las batidoras cuentan con una camisa de recirculación de agua caliente que permite trabajar a temperaturas alrededor de 25-30 °C y que facilitan la extracción del aceite.

Tras la molienda y su posterior batido, llega la etapa de separar el aceite de oliva (contenido en la mezcla viscosa) del resto de residuos. Hoy en día, la extracción se puede realizar o bien por presión, donde la mezcla es prensada filtrando los líquidos (los sólidos se quedan retenidos) que pasan por un canal a la alpechinera, donde por decantación se separa el aceite, o bien por extracción continua, el proceso más empleado en la actualidad por ser más económico y eficiente, así como continuo a diferencia de la extracción por presión. En los procesos de extracción continua, la mezcla obtenida tras el batido pasa a una centrifugación (sin calor ni productos químicos). Esta etapa puede ser de tres fases, donde se obtiene directamente por separado el aceite, el alpechín y el orujo, o de dos fases (aceite y alperujo), método que se emplea con mayor frecuencia puesto que se utiliza una menor cantidad de agua que para la de tres fases (ACEITE DE OLIVA, n.d.).

El aceite obtenido se almacena en depósitos a 15-18 °C en ausencia de luz, para evitar la degradación de sus cualidades hasta su posterior envasado. Lo más común es filtrar el aceite antes de pasar a la etapa del envasado para asegurar la eliminación de restos orgánicos que se encuentran en suspensión, así como la humedad que contenga, puesto que puede provocar la oxidación del aceite, enranciándolo en consecuencia. Sin embargo, el aceite ‘‘en rama’’, es envasado directamente.

Finalmente, el aceite de oliva es envasado en función del grado de pureza (extra, virgen o refinado) (ACEITES DE OLIVA DE ESPAÑA, n.d.).

En la Figura 4 aparece representado un esquema del proceso de obtención de aceite de oliva.

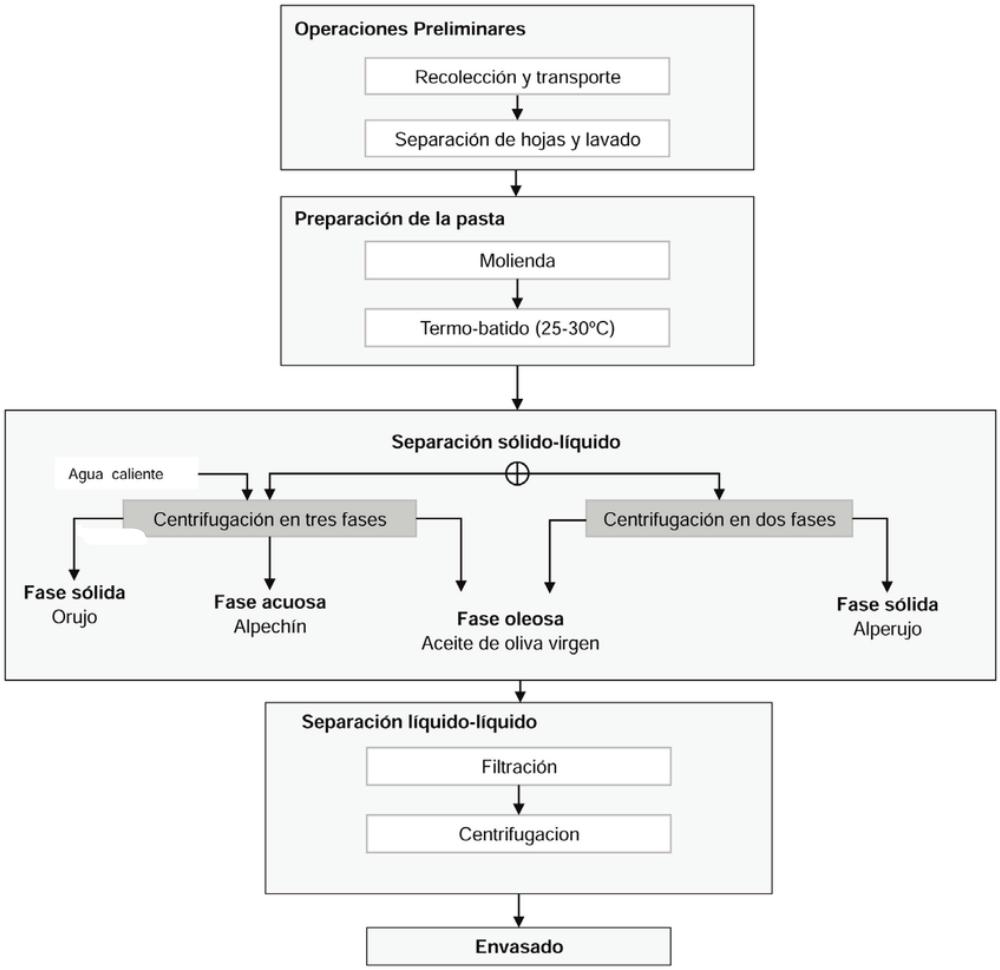


Figura 4. Etapas para la elaboración de aceite de oliva virgen mediante centrifugación. Fuente: (Roca et al., 2017).

3.3. RESIDUOS GENERADOS

El aumento de la producción de aceite de oliva ha conllevado simultáneamente la generación de grandes cantidades de residuos en las almazaras. Así pues, durante un año se deben procesar alrededor de 30 millones de metros cúbicos de residuos procedentes de la obtención de aceite. Los principales residuos que se obtienen son el alperujo y las aguas de proceso que, al contener contaminantes fitotóxicos recalcitrantes, son más resistentes a tratamientos biológicos. Se caracterizan porque desprenden un fuerte olor y tienen alto grado de acidez, elevados valores de conductividad y poder contaminante (Ochando Pulido & Martínez Férez, 2018).

Otros residuos menos perjudiciales, debido a que no resultan peligrosos ni contaminantes para el medio ambiente, son las hojas, ramas y piedras recogidas durante la limpieza de la oliva, los cuales son fácilmente eliminados o transformados para obtener compostaje.

En la Figura 5 se compara un proceso de dos fases con el de tres fases.

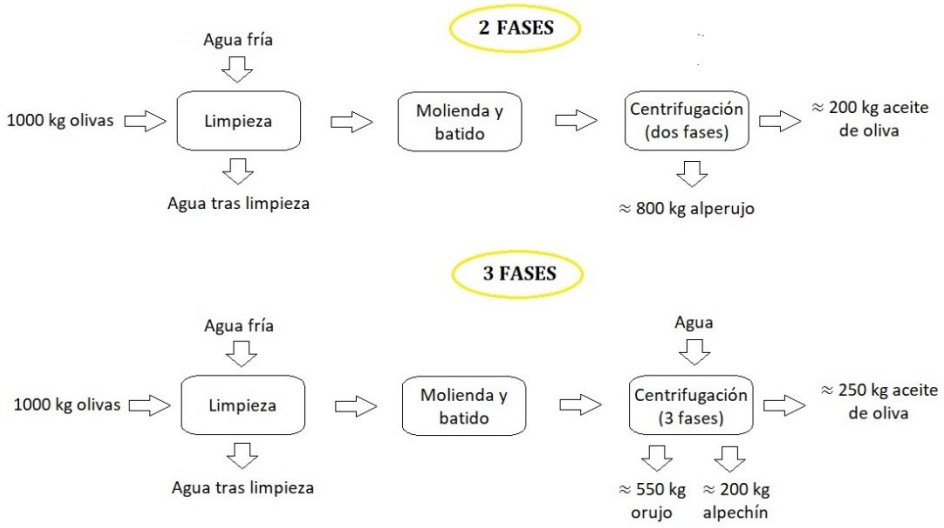


Figura 5. Rendimiento de un proceso de obtención de aceite de oliva virgen mediante centrifugación en dos o tres fases. Fuente: Modificado a partir de (Alburquerque et al., 2004).

3.3.1 Aguas residuales

Durante la producción del aceite de oliva se producen unas aguas residuales contaminantes que deben ser tratadas antes de verterlas al dominio público hidráulico.

Anualmente, en las almazaras llegan a producirse hasta 700.000 m^3 de aguas residuales. La Tabla 3 de la campaña 2012/2013 recoge los valores de aguas residuales que se produjeron para un total de 614.100 toneladas de aceite en función de la actividad realizada en la almazara (Bueno-Férez et al., 2020). Se caracterizan por tener un alto contenido de materia orgánica, DBO_5 (cantidad de oxígeno necesaria para que las bacterias y los seres vivos consuman toda la materia en 5 días) y DQO (cantidad de sustancias susceptibles de ser oxidadas por medios químicos que hay disueltas o en suspensión, se expresa en mg O_2/L), difícilmente degradable, alto contenido en grasas, aceites, sólidos en suspensión, polifenoles, un valor elevado de conductividad y alta acidez. En consecuencia, las aguas residuales deben ser tratadas en una ''Estación Depuradora de Aguas Residuales'' (EDAR) para una gestión adecuada de éstas. Es necesario un tratamiento biológico que permita contrarrestar la actividad bacteriana, lo que acarrea un aumento de costes y deterioro de las instalaciones. Los sólidos que se encuentran en suspensión afectan a la digestión de fangos, mientras que los polifenoles presentes, el pH ácido y la elevada conductividad dificultan el tratamiento biológico, ya que impiden el crecimiento y desarrollo de los microorganismos. Por otro lado, los restos que quedan de aceite y grasas obstruyen los equipos empleados para la depuración y producen capas de espuma (filtec, 2015).

Tabla 3. Cantidad de agua residual obtenida anualmente durante las etapas de obtención de aceite de oliva mediante el proceso de dos fases. Fuente: (Bueno-Férez et al., 2020).

ETAPA DONDE SE PRODUCE AGUA RESIDUAL	AGUA NIVEL NACIONAL (m^3 DE AGUA RESIDUAL/AÑO)
Lavado	139.568
Centrifugación vertical	418.704
Limpieza	139.568
Total	697.840

La caracterización de las propiedades de un agua residual procedente de una almazara viene recogida en la Tabla 4.

Tabla 4. Caracterización de un agua residual procedente de una almazara. Fuente: (Bueno et al., 2020).

PARÁMETROS	RANGO	VALOR MEDIO
DQO (mg/L)	8.000 – 100.000	9.000
DBO_5 (mg/L)	4.000 – 6.000	5.000
SST (mg/L)	2.000 – 4.000	3.000
Conductividad (µS/cm)	900 – 2.100	1.500
pH	4,5 – 5,5	5
Polifenoles (mg/L)	3.000 -24.000	13.500

3.3.2 Alperujo

En función del tipo de extracción que se produce en la almazara se obtienen como subproductos el alpechín y el orujo (sistema de tres fases) o el alperujo (sistema de dos fases).

El alpechín es un líquido de color negro y con mal olor compuesto principalmente de agua, materia orgánica y minerales. Al tener un porcentaje elevado de materia orgánica disuelta en agua, resulta altamente contaminante, por lo que está totalmente prohibido su vertido al alcantarillado sin un previo tratamiento biológico.

El orujo tiene una apariencia sólida, formado por la mezcla de los huesos, pulpas y pieles de las aceitunas. Una vez que sale de la primera centrífuga, atraviesa otra etapa de centrifugación vertical, donde por prensados a elevadas temperaturas o empleando disolventes químicos, se extraen los restos de aceite que pueda contener todavía la pulpa.

Finalmente, en la extracción de dos fases se obtiene directamente el alperujo (también conocido como alpeorujo), que es una mezcla pastosa del alpechín y orujo. El alperujo tiene un porcentaje elevado de agua, alrededor del 64 %, es ácido, con un pH de 5,32, y contiene un 91 % de materia orgánica, de la cual el 45,8 % es de naturaleza lígnica. Al estar formado por el orujo, cuenta con un 13 % de ácidos grasos y un 1,5 % de polifenoles solubles en agua, responsables de sus propiedades fitotóxicas, que inhiben el crecimiento microbiano. Además, tiene un elevado

contenido en nitrógeno y carbono orgánico total y bajos en potasio, fósforo, micronutrientes y metales pesados (Alburquerque et al., 2004).

Actualmente, debido a que se trata de un subproducto contaminante para el medioambiente, su valorización supone un gran reto a nivel económico y social. Puesto a que en su composición cuenta con polifenoles, moléculas con propiedades antioxidantes, ha aumentado el desarrollo de técnicas de extracción para su aprovechamientos y posterior uso para la elaboración de productos en la industria cosmética y alimenticia con propiedades nutracéuticas y antioxidantes beneficiosas para el ser humano (Reanga Química, 2020).

3.4. VALORIZACIÓN DE LOS RESIDUOS

Hace unos años, en los países productores de aceite de oliva como en España, empezaron a construir balsas artificiales donde se acumulaban los subproductos con el fin de que se evaporara de forma natural su contenido en agua. Sin embargo, con el paso de los años se demostró que no resultaba una solución efectiva puesto que, al tratarse de residuos contaminantes, con el transcurso del tiempo los residuos se van concentrando cada vez más, aumentando así su capacidad contaminante. Además, estas balsas contaban con una superficie limitada, por lo que se requería la construcción de nuevas balsas para evitar desbordamientos. En consecuencia, esta solución conllevaba costes continuos debido a la urgencia de construir nuevas balsas, así como la superficie suficiente para ubicarlas; por otro lado, era necesario aplicar nuevos sistemas de calidad para evitar fugas y la consecuente contaminación del terreno (Ochando Pulido & Martínez Férez, 2018).

Actualmente, se buscan soluciones viables tanto a nivel económico como industrial, con el fin de paralizar o disminuir la contaminación medioambiental que se origina. Se han desarrollado diversos procesos para solucionar la gestión y posterior tratamiento de los subproductos producidos mediante tecnologías basadas en la combinación de procesos biológicos, físicos y químicos (Ochando Pulido & Martínez Férez, 2018).

Las aguas residuales que se producen, al contener una elevada DQO (alrededor de 3,5 – 4,5 g O_2/L), deben pasar por procedimientos que permitan reducir o descomponer de forma parcial la materia orgánica presente. Uno de los procedimientos que se siguen es la formación de diferentes agentes con actividad oxidativa capaz de llevar a cabo la reacción de Fenton, en la cual, mediante una oxidación química, se produce la descomposición de la materia orgánica e inorgánica, con el fin de obtener aguas que puedan ser aprovechadas para el riego de suelos agrícolas, principalmente para campos de olivares y, en menor proporción, para huertos (Martínez Nieto. L. et al., 2017).

La Figura 6 muestra el procedimiento para descomponer la materia orgánica mediante el método de Fenton.

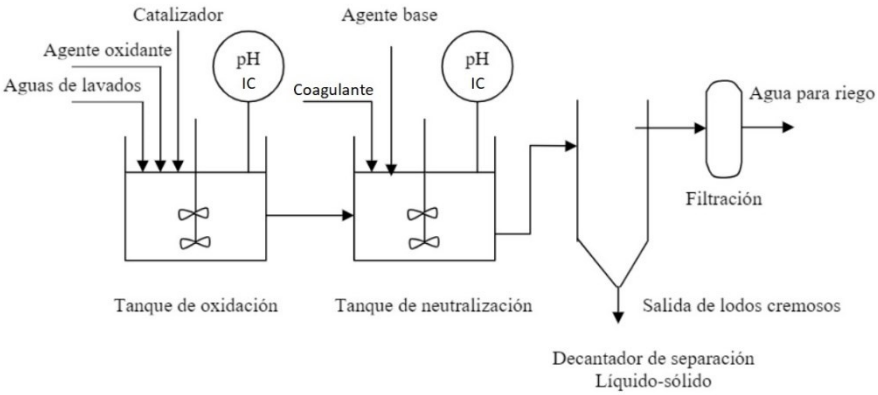


Figura 6. Instalación para llevar a cabo la reacción de Fenton en aguas residuales. Fuente: (Martínez Nieto. L. et al., 2017).

Otro ejemplo de estos posibles tratamientos está siendo desarrollado desde el año 2020 a través de un proyecto liderado por el Grupo Operativo Subalma, dedicado a la mejora de la productividad y sostenibilidad de sistemas de riego de precisión por goteo subterráneo. Además, este grupo aprovecha el residuo de almazaras como fertilizante (*Grupo Operativo SUBALMA - ASAJA Jaén*, 2021). Actualmente está desarrollando un proyecto cuya finalidad es conseguir reducir el uso de abonos fertilizantes mediante el empleo de las aguas residuales de la almazara

Los objetivos que persigue son los siguientes:

- Desarrollo de un proceso innovador que permita mejorar las prácticas sostenibles y la competitividad de almazaras, basado en la economía circular mediante el aprovechamiento de los subproductos de la industria del aceite.
- Promover y universalizar la modernización de los regadíos y aprovechar los efluentes procedentes de almazaras. En consecuencia, se busca el aumento de la productividad de los olivares y su competencia.
- Dar a conocer los sistemas de riego y su aplicación para permitir su implantación generalizada, incrementando el rendimiento del cultivo del olivo de forma sostenible (mejorando el reconocimiento medioambiental del aceite)

El G.O. (Grupo Operativo) está compuesto por la S. C. A. (SAN ISIDRO LABRADOR DE CANENA y ASAJA-Jaén) representando la visión de agricultores y productores; la DIPUTACIÓN PROVINCIAL DE JAÉN, estableciendo los criterios e intereses de la propia Administración; CEBAS-CSIC, organismo de investigación nacional capaz de avalar los resultados del proyecto; la consultora EVERGRANT, facilitando la implantación de la tecnología mediante modelos de negocio viables; y, como líder del grupo operativo supra-autonómico, la compañía AZUD, fabricante de la tecnología desarrollada. El proyecto se desarrolla en Andalucía y Región de Murcia, sin embargo, tiene una clara repercusión a nivel nacional.

Por otro lado, el aprovechamiento del alperujo (residuo semisólido) está directamente relacionado con la industria cosmética, biotecnológica, agroalimentaria y farmacéutica. El alperujo es una fuente relevante de polifenoles. Gracias a sus propiedades antioxidantes, antimicrobianas y anticarcinogénicas, estos compuestos son idóneos para la elaboración de productos de cosméticas como sérums o fármacos como prebióticos. Únicamente un 2 % del total de polifenoles que contienen las aceitunas en su composición permanece en la fase oleosa, por lo que el 98 % restante se queda acumulado en los subproductos de la almazara, especialmente en el alperujo. Los polifenoles son los responsables de que el alperujo resulte altamente contaminante puesto que, al no ser tratados, se polimerizan y se oxidan, transformando el alperujo en una sustancia fitotóxica e inhibidora al crecimiento microbiano que impide su posterior tratamiento biológico. Por ello, el aprovechamiento de estas moléculas puede implicar un beneficio industrial, contribuyendo a la economía circular y disminuyendo el impacto medioambiental.

Con el fin de subsanar este problema, se han propuesto diferentes procedimientos para la recuperación de estos polifenoles. Estos estudios incluyen la extracción por medio de resinas que permitan la adsorción de estas moléculas (Cifuentes-Cabezas et al., 2022). Otros procedimientos se basan en la extracción mediante fluidos supercríticos y el empleo de micropartículas y biofiltros. Sin embargo, los elevados costes y los resultados deficientes que se han obtenido todavía no han permitido la optimización de estos procesos.

Por otro lado, se ha comprobado que la extracción de polifenoles con disolventes (acetato de etilo, hexano, agua, etanol y etanol 50 % v/v, entre otros) (Sánchez-Arévalo et al., 2022a) y su posterior purificación mediante la tecnología de membranas (Cifuentes-Cabezas et al., 2021) da lugar a resultados significativos en cuanto a la concentración de compuestos fenólicos, ente los que destaca el tirosol y el hidroxitirosol principalmente (Ochando Pulido & Martínez Férez, 2018).

3.5 TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS

Las membranas son una alternativa sostenible y económica para procesos de separación que con anterioridad implicaban un gasto energético excesivo.

Debido a que son fabricadas a partir de materiales poliméricos comunes y de fácil elaboración, su compra conlleva un bajo coste. Por otro lado, existen membranas inorgánicas (metálicas, vítreas y cerámicas) con una mayor resistencia y durabilidad que las poliméricas. Además, son muy estables química y térmicamente, exhiben una alta resistencia a la presión y son inertes ante la degradación microbiológica. Se emplean en procesos con factores de concentración muy altos, en el tratamiento de fluidos viscosos y para la separación de iones monovalentes y divalentes de soluciones acuosas. Sin embargo, su uso a nivel industrial es limitado debido a su fragilidad, su baja relación superficie/volumen y su alto precio (Solís et al., 2017).

En función del tipo de purificación que se quiera llevar a cabo, se escoge el tipo de membrana más adecuada. Las membranas más empleadas son las de microfiltración (MF), ultrafiltración

(UF), nanofiltración (NF) y ósmosis inversa (OI). Se clasifican en función de su tamaño de poro. En este caso, las partículas que tengan un diámetro superior al de la membrana quedarán retenidas mientras que las que sean de un diámetro inferior la atravesarán y serán obtenidas en la corriente de permeado. Así pues, las membranas se pueden clasificar de la siguiente forma de mayor a menor tamaño de poro.

- **Membranas de microfiltración:** se emplean en la separación de sustancias con un diámetro de entre 0,1 y 10 µm. Son capaces de retener coloides grandes, bacterias o virus. En los procesos en los que se emplea este tipo de membrana, la fuerza impulsora de obtención del permeado es una diferencia de presión. Sin embargo, las moléculas con un diámetro inferior atraviesan la membrana formando parte del permeado. Normalmente, se emplean en los siguientes casos:
    - Se realiza un pretratamiento previo a un tratamiento de aguas.
    - Purificación de diversos efluentes.
    - Purificación de procesos donde aparecen sustancias oleosas y agua juntas.
    - Purificación y tratamiento de aguas residuales procedentes de industrias.
    - Aplicación para la esterilización de productos en la industria farmacéutica y alimentaria.
    - Aplicación en la industria alimentaria para la clarificación de bebidas y licores.
- **Membranas de ultrafiltración**: actúan en la separación de partículas con un diámetro entre 0,01 y 0,1 µm. Se trata de un procedimiento con una elevada efectividad, siendo capaz de rechazar sustancias como proteínas, polisacáridos o antibióticos. Al igual que las membranas de microfiltración, la separación se lleva a cabo mediante una diferencia de presión transmembranal. Debido a su gran capacidad de retener la materia orgánica, se emplea especialmente en el sector alimenticio, para garantizar la calidad y la pureza del agua. Además, es empleada en los siguientes procesos:
    - Potabilizar agua corriente.
    - Tratamiento de aguas procedentes de industrias.
    - Procedimientos de separación de sustancias.
    - Industria alimentaria (lácteos, zumos, bebidas alcohólicas).
    - Industria farmacéutica.
    - Industria de pinturas.
- **Membranas de nanofiltración:** son capaces de filtrar únicamente nanopartículas de entre 0,1 nm y 0,0001 µm mediante diferencias de presión. Debido a su capacidad de filtrado, son empleadas en procesos de ablandamiento de agua, tratamiento de aguas procedentes de industrias o eliminación de metales pesados, sustancias orgánicas disueltas y micro-contaminantes. Es empleada para los siguientes procesos:
    - Eliminación de pesticidas, sales y microorganismos.
    - Obtener un agua blanda en presencia de iones cloruro y bicarbonatos.
    - Impedir el paso de microorganismos patógenos.
- **Membranas de ósmosis inversa:** son efectivas para separar sustancias cuya masa atómica no supere los 100 Da. En este caso, la fuerza impulsora es la aplicación de una presión que supere la presión osmótica, de tal forma que el agua se desplaza desde la zona con mayor concentración a la de menos concentración. Se trata de un

procedimiento eficaz para procesos donde hay sales disueltas y sustancias que se desean filtrar. Se emplea para los siguientes usos (Bluegold, 2020):

- Procesos de purificación de agua mediante la disminución de los minerales presentes.
- Procesos para la eliminación o reducción de sales disueltas.
- Tratamiento previo para conseguir agua ultrapura.
- Procesos de la industria alimenticia, farmacéutica o electrónica.

En la Figura 7 se muestran los principales procesos de separación con membranas en función de los compuestos que son capaces de permear.

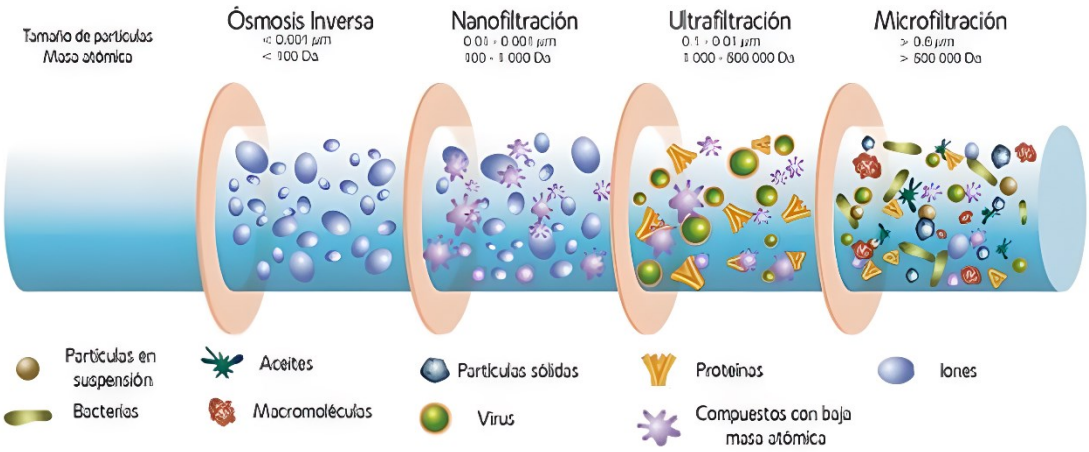


Figura 7. Capacidad de cada tipo de técnica de membrana para permear distintas partículas. Fuente: (Bluegold, 2020).

Generalmente, dentro de los mecanismos de filtración empleando membranas, el flujo lineal y el flujo cruzado son los más comunes, tal y como se muestran en la Figura 8.

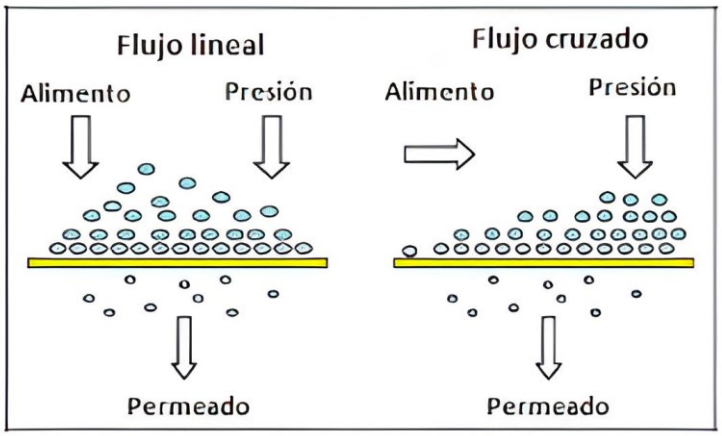


Figura 8. Flujos más comunes durante la purificación de una corriente mediante un material filtrante. Fuente: (Sotto, 2008).

Por un lado, si el flujo es lineal, se aplica el alimento de forma paralela a la presión y, ambos, perpendiculares a la membrana. De esta forma, el flujo del permeado irá disminuyendo conforme se vaya formando una capa compacta de moléculas que no pueden atravesar la membrana, la cual restringe el flujo del alimento. A esta capa se le conoce como torta.

En el caso del flujo cruzado, el alimento se introduce paralelamente a la capa activa de la membrana, con el fin de evitar la acumulación de las micropartículas en la superficie de la membrana y así impedir que se reduzca el flujo del alimento por la creación de la torta. Al igual que para el flujo lineal, la presión es perpendicular a la membrana, pero es paralela al permeado.

Hoy en día, la mayoría de los procesos (a nivel industrial) en los que se emplean membranas como método de purificación se realizan mediante flujo cruzado, ya que se minimiza la aparición de la torta (Sotto, 2008).

3.5.1 Parámetros de los procesos de membrana

Para la caracterización de un proceso de purificación mediante un sistema de membranas, se emplean los siguientes parámetros (Nazir et al., 2019):

- **Coeficiente de rechazo (R):**

Hace referencia a la capacidad de la membrana para impedir el paso de partículas, se puede expresar según la Ecuación 1:

$$R_i = \left(1 - \frac{c_{p,i}}{c_{a,i}}\right) \cdot 100 \qquad \text{Ecuación 1}$$

Donde,

$C_{p,i}$: Concentración del soluto *i* en el permeado.

$C_{a,i}$; Concentración del soluto *i* en el alimento.

Conociendo los parámetros $C_{p,i}$ y $C_{a,i}$, se puede obtener la capacidad de la membrana de retener el soluto i mediante la relación de ambos parámetros, también conocido como coeficiente de tamizado, que se obtiene de la Ecuación 2.

$$S_i = \frac{c_{p,i}}{c_{a,i}} \qquad \text{Ecuación 2}$$

- **Densidad de flujo de permeado (J):**

Expresa la densidad de flujo volumétrico que pasa a través de la membrana y es definida mediante la Ley de Darcy. Define la relación existente entre la densidad de flujo del permeado con la diferencia de presión existente entre la entrada y salida de la membrana, también conocida como presión transmembrana (ΔP), con la resistencia al flujo (R_r) y la viscosidad del permeado (μ). Así pues, dicha relación viene expresada por la siguiente ecuación:

$$J = \frac{\Delta P}{R_f \cdot \mu} \ \left(\frac{L}{h \cdot m^2}\right) \qquad \text{Ecuación 3}$$

Tanto la viscosidad del permeado como la presión transmembrana son parámetros conocidos fácilmente medibles; sin embargo, la resistencia al flujo va a venir determinada por varios parámetros puesto que se ve influenciada por la membrana y la torta. Conforme se va formando una mayor capa de torta producida por el estancamiento de sustancias en la capa activa de la membrana que dificulta el paso del permeado, así como puede producir la obstrucción de los poros, la resistencia al flujo aumentará, de forma que, al ser inversamente proporcional al flujo del permeado, éste irá disminuyendo.

A partir de la ecuación 3 y la definición del flujo, se puede obtener la permeabilidad de la membrana según la Ecuación 4:

$$J = \frac{\Delta P}{R_f \cdot \mu} = L_p \cdot \ \Delta P \rightarrow \ L_p = \frac{J}{\Delta P} \ \left(\frac{L}{bar \cdot h \cdot m^2}\right) \qquad \text{Ecuación 4}$$

- **Factor de reducción de volumen (FRV):**

Hace referencia a la relación entre el volumen rechazado (V_R) y el volumen inicial del alimento (V_A). En un proceso continuo se trabaja mediante caudales (Q) y en un proceso por lotes mediante volúmenes.

$$FRV = \frac{Q_A}{Q_R} \qquad \text{Ecuación 5}$$

$$FRV = \frac{V_A}{V_R} \qquad \text{Ecuación 6}$$

En un proceso de purificación con membranas se establece un valor de FRV en función del volumen o caudal de permeado que se quiera alcanzar. Cuanto mayor sea el FRV, mayor volumen o caudal de permeado se obtiene, ya que el valor del rechazo se obtiene como una diferencia entre el volumen del alimento inicial menos el volumen del permeado (V_P) que se obtiene.

$$V_A = V_R + V_P \rightarrow V_R = V_A - V_P \rightarrow \ FRV = \frac{V_A}{V_A - V_P} = 1 - \frac{V_A}{V_P} \qquad Ecuación\ 7$$

$$Q_A = Q_R + Q_P \rightarrow Q_R = Q_A - Q_P \rightarrow \ FRV = \frac{Q_A}{Q_A - Q_P} = 1 - \frac{Q_A}{Q_P} \qquad Ecuación\ 8$$

- **Factor de conversión (η):**

Hace referencia al rendimiento del proceso, es decir, relaciona el caudal de permeado (o volumen) entre el caudal del alimento. Se expresa según la Ecuación 9:

$$\eta = \frac{Q_P}{Q_A} \qquad Ecuación\ 9$$

- **Factor de concentración (FC):**

Relaciona la concentración que se obtiene en el rechazo con la concentración del alimento para un FRV dado. La expresión es la correspondiente a la Ecuación 10:

$$FC_i = \frac{C_{r,i}}{C_{a,i}} \qquad Ecuación\ 10$$

Donde,

$C_{r,i}$: Concentración del soluto *i* en el rechazo.

3.5.2. Proceso de polarización por concentración. Formación de capa gel

El proceso de polarización por concentración suele estar presente en los procesos de membrana. No se considera un mecanismo de ensuciamiento ni afecta a las propiedades de la membrana. Una vez que la concentración materia de orgánica en la superficie de la membrana alcanza un valor suficientemente elevado, empieza a formarse una capa gel, es decir, una red tridimensional entre el soluto y disolvente. Si se aumenta la presión, aumenta el espesor de esta capa gel, de manera que aumenta la resistencia al paso del fluido y la densidad de flujo de permeado alcanza un valor límite. Dicho espesor viene dado mayoritariamente por la deposición de las partículas sobre la superficie de la membrana, así como el transporte de retorno de partículas hacia el centro de la solución (Ríos-Rojas et al., 2021). En la Figura 9 se puede apreciar la evolución de la concentración en el seno de la alimentación hasta la formación de la capa gel (Francisco et al., 2010).

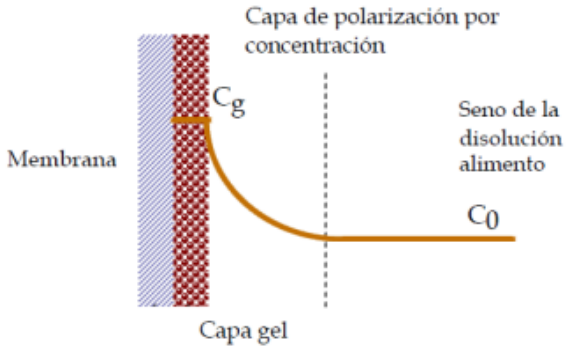


Figura 9. Proceso de polarización por concentración y formación de capa gel. Fuente: (Francisco et al., 2010).

3.5.3 Ultrafiltración

La finalidad de este TFG es la obtención de una corriente enriquecida y concentrada en polifenoles. Para ello, se estudiarán una etapa de nanofiltración y las variables de operación más adecuadas para el proceso. Sin embargo, es necesario desarrollar las etapas previas: desde la extracción sólido-liquido, seguido de una centrifugación y un proceso de filtración a vacío, se pasa a la penúltima etapa, que es la ultrafiltración.

Mediante la etapa de ultrafiltración se quiere eliminar del extracto acuoso de alperujo la materia orgánica que tenga un tamaño superior al intervalo 0,001 y 0,1 µm. Gracias a este proceso, se eliminan partículas en suspensión, partículas coloidales, macromoléculas y microrganismos.

La unidad física que alberga la membrana se denomina módulo. Industrialmente se emplean cuatro tipos de módulos (Muñoz-Guerrero et al., 2010).

- **Módulo plano:** Son placas de soporte planas y rígidas entre las que se disponen las membranas individualmente (tipo "sándwich"). Destacan por su facilidad de desmontaje, pero presentan una baja densidad de compactación (Figura 10).

Figura 10. Módulo plano. Fuente: (Demcon Convergence, The Netherlands)

- **Arrollamiento en espiral:** Está conformado por un tubo en cuyo interior se alojan varias capas de membranas planas, separadas unas de otras por un espaciador. Los espaciadores permiten el paso del flujo y proporcionan turbulencias que reducen el efecto de la polarización por concentración (Figura 11). Debido a su diseño compacto y su magnitud de área, este tipo de módulo comúnmente se emplea para aplicaciones de alto flujo, con cantidades mínimas de sólidos en suspensión. Son de bajo coste de material y operativo.

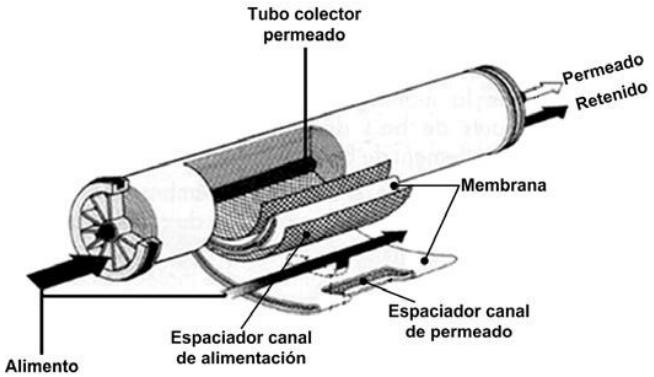


Figura 11. Esquema de un módulo de arrollamiento en espiral. Fuente: (Muñoz-Guerrero et al., 2010)

- **Tubulares:** Son cilindros en cuyo interior se disponen membranas cilíndricas. Son muy poco compactos, pero muy robustos. Son capaces de procesar corrientes a gran velocidad (Figura 12). Altamente resistentes a corrientes con grandes cantidades de sólidos en suspensión o componentes fibrosos.

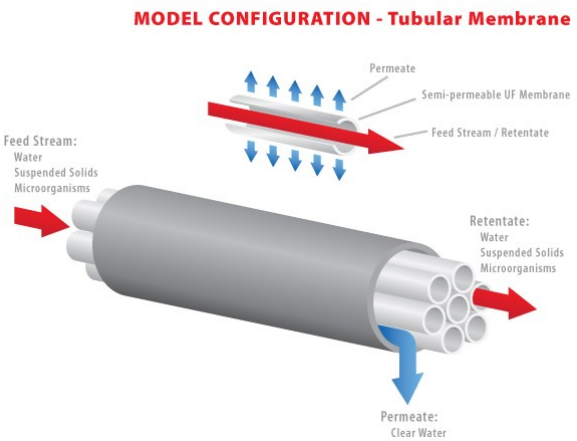


Figura 12: Esquema de un módulo tubular. Fuente: Modificado a partir de (Synder Filtration, n.d.).

- **Fibra hueca:** Está formado por un haz de varios miles, incluso millones, de fibras huecas (Figura 13). El flujo de alimentación puede realizarse bien por dentro de las fibras (configuración interior-exterior) o bien por fuera de las fibras (configuración exterior-interior). Son muy compactas, lo cual proporciona grandes densidades de flujo de permeado. Particularmente son adecuadas para flujos líquidos con pocos sólidos.

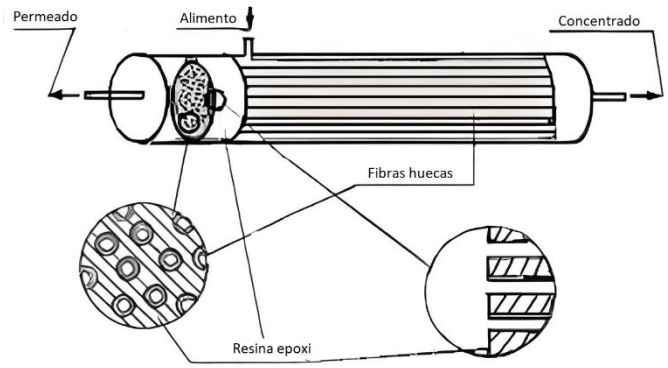


Figura 13. Esquema de un módulo de fibras huecas. Fuente: (Yang et al., 2013).

En función del tipo de material y el poro de la membrana, se selecciona la membrana más adecuada. Además, la aplicación determina la elección del módulo de la membrana. Así pues, las membranas de ultrafiltración de fibra hueca son las más utilizadas en tratamientos de efluentes con agua. No obstante, tienden a ensuciarse con mayor frecuencia y, por tanto, requiere una limpieza más periódica (J. Huesa Water Technology,n.d.). Además, en los procesos de membrana realizados en plantas de laboratorio (para llevar a cabo el estudio de nuevas aplicaciones o procedimientos), se suelen utilizar membranas planas, que presentan facilidad de manipulación e instalación.

3.5.4 Nanofiltración

Al igual que la etapa de ultrafiltración, la nanofiltración se trata de una técnica de membranas cuya fuerza impulsora es una presión transmembrana e impide el paso de moléculas con un diámetro superior al rango de sus poros (0,1 nm y 0,0001 µm).

El rango de presiones de operación está entre 0,5 y 4 MPa (Cuartas-Uribe et al., 2005). Las membranas tienen umbrales de corte molecular entre 300 - 1000 g/mol (rango más alto que para una membrana de ósmosis inversa), y al poseer una baja carga superficial, permite la separación de iones con valencias distintas, por lo que los iones divalentes son más fácilmente eliminados. De igual forma, debido a su entalpía de hidratación, las especies hidratadas son rechazadas con mayor facilidad que las menos hidratadas.

La selectividad que tiene la membrana viene definida por el material del que está formado. Pueden ser de naturaleza hidrofóbica o hidrofílica, siendo éstas últimas las más empleadas para la purificación de disoluciones acuosas ya que se ensucian con menos frecuencia que las membranas hidrofóbicas (Cuartas-Uribe et al., 2005).

3.5.5. Ventajas e inconvenientes del empleo de membranas

El tratamiento de corrientes procedentes de procesos industriales como son las aguas residuales u otros subproductos como el alperujo, desde el punto de vista medioambiental resulta más eficiente, ya que se obtiene un permeado de alta calidad empleando una menor superficie, coste y energía en comparación con otros procesos de separación.

Mediante el empleo de membranas se reducen los tiempos de operación, lo que se traduce en un ahorro de costes y consumo de energía. Además, el volumen ocupado por una instalación de membranas es de entre 2 y 5 veces inferior a un sistema convencional de purificación, para una misma cantidad de carga.

La tecnología de membranas permite trabajar con condiciones de operación más suaves, tanto con la temperatura como la presión (excepto en el caso de la OI), lo que también representa un ahorro de energía y un menor deterioro de los compuestos termosensibles que puede haber en la alimentación, y permite realizar todo el proceso en continuo.

Sin embargo, el principal inconveniente que presentan las membranas respecto al método convencional es el ensuciamiento de los poros o la producción de la torta. En consecuencia, disminuye la efectividad del proceso y es necesaria la realización de limpiezas de forma periódica. Por otro lado, en el caso de emplear membranas de naturaleza inorgánica, en el mercado alcanzan precios más elevados que deben de tenerse en cuenta en relación con su vida útil y su aplicación (Vera-Cabezas, 2009).

CAPÍTULO 4. MARCO LEGAL

En primer lugar, como respuesta a la necesidad de regular un aspecto de la actividad económica tan significante que supone la producción de aceite de oliva virgen y de aceite de orujo de oliva, enfocada en el aprovechamiento del orujo y el alperujo, el Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, actual Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, decidió analizar la consideración de este residuo de producción como posible subproducto, acorde a la Ley 22/2011, de 28 de julio.

En la Orden TED/92/2022, de 8 de febrero, se establecen los requisitos para que los orujos grasos procedentes de las almazaras que son destinados a la industria extractora puedan ser considerados como subproducto acorde a la Ley 22/2011, de 28 de julio.

Dicha Orden tiene aplicación únicamente para los orujos que estén destinados ser extraídos posteriormente para obtener aceite de orujo de oliva. Por ello, los orujos que tengan destino distinto a la extracción, según la Orden TED/92/2022, tendrán que gestionarse bajo el régimen jurídico de residuos, asegurando así su gestión correcta y protegiendo satisfactoriamente la salud humana y la del medio ambiente.

El orujo y el alperujo quedarían definidos como “residuos industriales” según la Ley 22/2011: “«Residuos industriales»: residuos resultantes de los procesos de fabricación, de transformación, de utilización, de consumo, de limpieza o de mantenimiento generados por la actividad industrial, excluidas las emisiones a la atmósfera reguladas en la Ley 34/2007, de 15 de noviembre.”

Según la Ley 22/2011, además, el productor u otro poseedor inicial de residuos, para facilitar la gestión de sus residuos, estará obligado a:

a) Informar a las empresas autorizadas sobre la gestión de los residuos, con la finalidad de ser tratados e eliminados adecuadamente.

b) En caso de tratarse de residuos con características especiales, se debe proporcionar toda la información adicional al respecto para que las Entidades Locales puedan tomar medidas de precaución.

c) En caso de tener problemas con los residuos peligrosos, como pérdidas o escapes, avisar inmediatamente a la administración ambiental competente.

Con carácter general, la trazabilidad de los orujos se regula mediante la legislación vigente, el Real Decreto 861/2018, de 13 julio, por el que se establece la normativa básica en materia de declaraciones obligatorias de los sectores del aceite de oliva y las aceitunas de mesa, y por el que se modifica el Real Decreto 772/2017, de 28 de julio, el cual regula el potencial de producción vitícola, y a través del sistema nacional de información de los mercados oleicos adscrito al Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación. Este sistema obliga a todos los operadores a realizar una trazabilidad mensual de los movimientos realizados en cada instalación, es decir, entrada y salida de todas las sustancias y productos que se obtengan (la aceituna, el aceite de oliva, orujo graso húmedo y seco y aceite de orujo de oliva crudo). De esta forma se puede contabilizar y registrar los subproductos que se obtienen en el proceso, con la finalidad de evitar el contacto con el suelo o las aguas residuales y el vertido directo de estos.

Adicionalmente, cada comunidad autónoma debe comprometerse al cumplimiento del Real Decreto, así como realizar controles oficiales para comprobar el acatamiento de las obligaciones establecidas y asegurar la exactitud de las declaraciones de las instalaciones que se encuentran ubicadas en su territorio conforme a lo establecido en el apartado 2 del artículo 15 del Real Decreto 861/2018, del 13 de julio (Para Transición Ecológica Y El Reto Demográfico, 2022)

CAPÍTULO 5. CONTRIBUCIÓN A LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE (ODS)

En 2015, todos los Estados Miembros de las Naciones Unidas aprobaron 17 Objetivos como parte de la Agenda 2030 en la cual, se establece un plan para alcanzar dichos Objetivos en 15 años. Estos son los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS), que tienen como pretenden conseguir un futuro sostenible a nivel mundial, haciendo frente a los desafíos globales actuales, como la pobreza, la desigualdad, el clima, la degradación ambiental, la prosperidad, la paz y la justicia (Naciones Unidas [UN], n.d.).

La Figura 14 muestra los 17 Objetivos establecidos en la Agenda 2030:

Figura 14. 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible de la Agenda 2030. Fuente: (Astigarra-Espeita, 2020).

Los 17 ODS están integrados, es decir, reconocen que las acciones en un área afectan los resultados en otras y que el desarrollo debe equilibrar la sostenibilidad social, económica y ambiental. Los países comprometidos avanzarán a favor de los menos rezagados.
Algunos de los principales objetivos acabar con la pobreza, el SIDA y la discriminación contra las mujeres y las niñas.

Alcanzar los ODS en todas las circunstancias requerirá la creatividad, el conocimiento, la tecnología y los recursos financieros de la sociedad en su conjunto.

Una de las metas de este proyecto de investigación es el desarrollo de un diseño industrial que contribuya a cumplir los objetivos de la Agenda 2030.

Los objetivos que se promueven en este proyecto son los siguientes:

- ✓ **6. Agua limpia y saneamiento.**

Una de las metas de este objetivo es mejorar la calidad del agua, reduciendo la contaminación, eliminando el vertimiento, reduciendo a la mitad el porcentaje de aguas residuales sin tratar y aumentando considerablemente el reciclado y la reutilización.

Así pues, puesto que el proceso del tratamiento del alperujo acarrea un gasto de agua, especialmente para la limpieza de la instalación, en el diseño industrial se van a desarrollar medidas que permitan su reutilización. Para ello, una solución adoptada se basa en la reutilización de la corriente de agua procedente del segundo aclarado del circuito de la limpieza para emplearla como primer enjuague del siguiente ciclo. En cuanto al permeado obtenido en el proceso, al tratarse de una corriente prácticamente con ausencia de materia orgánica, se puede emplear como líquido refrigerante en las camisas calefactoras de los tanques, o para la limpieza de otros elementos que conforman la instalación.

- ✓ **8. Trabajo decente y crecimiento económico**.

Dicho objetivo está basado en la mejora progresiva de la producción y consumo eficiente de los recursos mundiales, procurando desvincular el crecimiento económico de la degradación del medio ambiente, conforme al Marco Decenal de Programas sobre modalidades de Consumo y Producción Sostenibles.

El fin de este proyecto de investigación es desarrollar métodos que permitan el aprovechamiento del alperujo, ya que se trata de un subproducto. De esta forma, se contribuye a evitar la degradación del medio ambiente y potenciando el crecimiento industrial y económico a partir de tecnologías innovadoras.

- ✓ **9. Industria, innovación e infraestructura.**

La finalidad de este objetivo es aumentar la investigación científica y mejorar la capacidad tecnológica de los sectores industriales fomentando la innovación y el aumento de investigadores.

Así pues, en este proyecto se fomenta la investigación científica relativa al aprovechamiento de un subproducto mediante el desarrollo de nuevas metodologías a partir de infraestructuras y técnicas innovadoras, como es el caso de la tecnología de membranas.

- ✓ **12. Producción y consumo responsable.**

Este objetivo promueve lograr la gestión ecológicamente racional de los desechos mediante actividades de prevención, reducción, reciclado y reutilización.

En el proyecto se promueve la reutilización del alperujo como subproducto, al ser un residuo procedente de las almazaras con necesidad de ser tratado por su poder contaminante y resultando difícil la disminución de su obtención. De igual forma, se aprovecha la reutilización del permeado y aguas procedentes del aclarado durante la limpieza de la planta de membranas propuesta en el diseño industrial.

CAPÍTULO 6. METODOLOGÍA

En este apartado se va a describir el procedimiento seguido para optimizar un proceso de nanofiltración con el fin de obtener la mayor concentración de polifenoles procedentes de una muestra de alperujo.

En la Figura 15 se representa el esquema del proceso global.

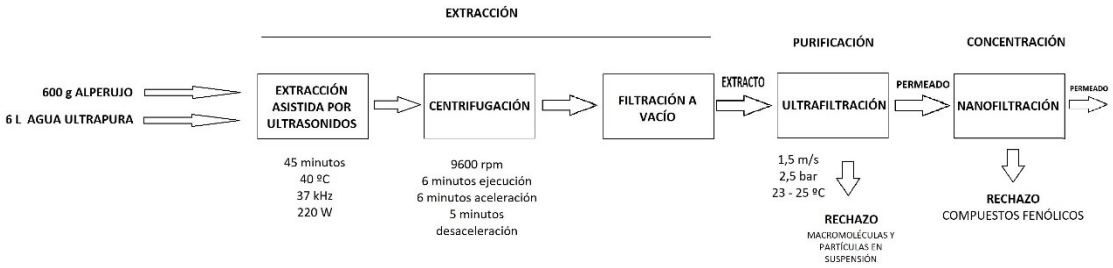


Figura 15. Etapas para la obtención de una corriente enriquecida en polifenoles. Fuente: Elaboración propia.

6.1. OBTENCIÓN DE LA ALIMENTACIÓN

El alimento que se ha empleado para el desarrollo de este TFG procede de la campaña de producción de aceite de oliva 2021-2022, concretamente, de la almazara de la Cooperativa San Isidro de Segorbe (Valencia). Desde la fecha de recepción del alperujo se ha almacenado a 5 °C, para evitar la proliferación de microorganismos que puedan contaminar la muestra.

6.2. EXTRACCIÓN ASISTIDA POR ULTRASONIDOS

Para preparar el alimento se parte de la proporción muestra/disolvente 1:10 (v/v). Se ha preparado una mezcla con 600 g de alperujo y 6 L de agua ultrapura.

El primer paso consiste en una extracción sólido - líquido asistida por ultrasonidos. Para llevar a cabo este procedimiento, en el proyecto de investigación se han hallado previamente las condiciones óptimas para llevar a cabo la extracción de la forma más eficaz posible (Sánchez-Arévalo et al., 2022a). De esta forma, se han fijado las siguientes condiciones optimizadas previamente:

- Temperatura del baño de ultrasonidos: 40 °C

- Tiempo de extracción: 45 minutos

- Frecuencia: 37 kHz

- Potencia: 220 W

El equipo de ultrasonidos que se ha utilizado para llevar a cabo la extracción ha sido el modelo Elmasonic P 70 H, de la marca Elma, mostrado en la Figura 16:

Figura 16. Equipo de ultrasonidos Elmasonic P 70 H. Fuente: (Elma Schmidbauer GmbH, Alemania)

En el sistema se colocan dos palas agitadoras para que, junto con la agitación microscópica llevada a cabo por los ultrasonidos, se mantenga la homogeneidad de la muestra. Por otro lado, para asegurar la temperatura del proceso, se introduce un serpentín junto a una sonda (equipo de refrigeración Frigiterm, Selecta, España) para corregir las fluctuaciones en la temperatura que se produzcan como efecto secundario de la agitación de las palas y la aplicación de ultrasonidos.

En la Figura 17 se observa un instante del proceso de extracción por ultrasonidos:

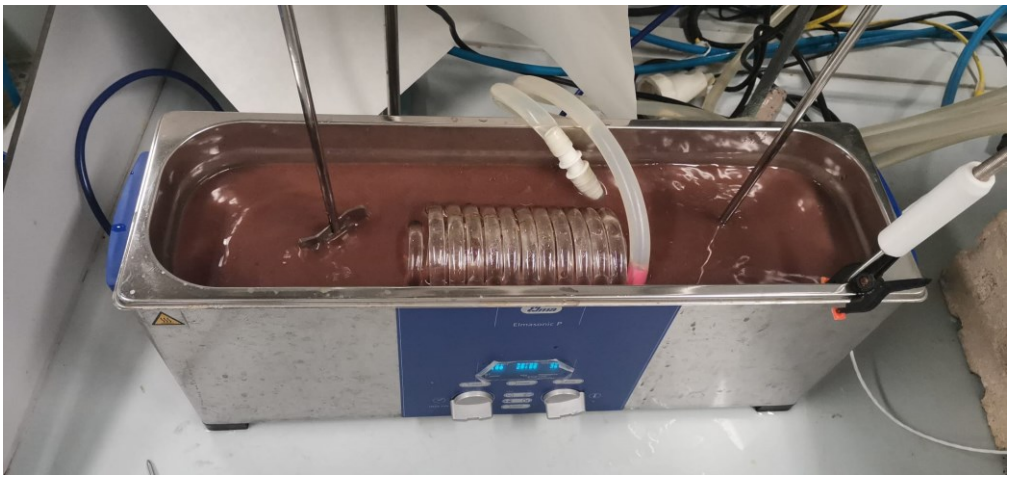


Figura 17. Proceso de extracción mediante ultrasonidos. Fuente: Elaboración propia.

Una vez que termina la extracción, se hace pasar la muestra por un colador para separar los restos sólidos que contenía el alperujo (principalmente se trata de fragmentos de huesos de aceituna).

6.3. CENTRIFUGACIÓN

Con la centrifugación se pretende separar el resultado de la etapa de extracción en dos fases, una fase líquida formada por el agua y los compuestos extraídos y una fase sólida, compuesta por sólidos insolubles en agua. De esta forma, se consigue separar las dos fases para obtener un extracto con la menor cantidad de refinado posible.

Para esta etapa se ha usado la centrífuga Sigma 6-16HS, de la marca Sigma, mostrada en la Figura 18.

Figura 18. Centrífuga Sigma 6-16HS. Fuente: (Sigma Laborzentrifugen GmbH, Alemania)

Para el proceso de centrifugación, se llenan 6 tubos de 400 mL aproximadamente con la muestra y se introducen en la centrífuga con las siguientes condiciones:

- Velocidad: 9600 rpm

- Tiempo de ejecución: 6 minutos

- Rampa de aceleración nivel 9 (alrededor de 6 minutos)

- Rampa de desaceleración nivel 6 (en torno a 5 minutos)

Una vez acaba el proceso, se extraen los tubos evitando movimientos de agitación para evitar la mezcla de las dos fases recién separadas.

6.4. FILTRACIÓN A VACÍO

Una vez que se han conseguido separar las dos fases, se procede a la etapa de filtración a vacío del extracto. De esta forma, se consigue eliminar los sólidos en suspensión que no se han compactado en la centrifugación y se evita la acumulación de residuos que, posteriormente, obstruyan la membrana de ultrafiltración.

Para producir el vacío se emplea una bomba LABOPORT de KNF y para evitar el paso de los sólidos, filtros de celulosa de 60 µm. En la Figura 19 se puede observar el procedimiento.

Figura 19. Etapa filtración a vacío. Fuente: Elaboración propia.

Una vez que ya ha acabado la etapa de filtración a vacío, el extracto ya puede emplearse para la etapa de ultrafiltración. En todo momento que no se esté empleando el extracto, debe almacenarse a 5 °C para evitar el posible crecimiento de microorganismos que contaminen la muestra.

6.5. ULTRAFILTRACIÓN

En el siguiente apartado se va a describir el proceso de ultrafiltración, partiendo de la distribución de la planta, explicando el tipo de membrana empleada, el procedimiento de obtención del permeado y, por último, la limpieza de la membrana.

6.5.1. Distribución de la planta

La planta está formada por un tanque alimento con una salida conectada a la bomba mediante una tubería de aspiración. Para asegurar que la temperatura del alimento en todo momento es controlada a 25 °C, el tanque está recubierto por una camisa calefactora que, conectadas a un equipo de refrigeración Frigiterm (Selecta, España), mantiene la temperatura constante.

La bomba de desplazamiento positivo 3CP1231 (Catpumps, EEUU), es la encargada de impulsar el alimento hacia el módulo que contiene la membrana. Dicha bomba cuenta con una válvula de vaciado para casos de emergencia.

El alimento entra al módulo y las partículas con menor tamaño que los poros de la membrana atraviesan la membrana y salen en la corriente de permeado, que se acumula en un vaso de precipitados colocado encima de una báscula calibrada cuyo modelo es PKP (KERN & SOHN GmbH, Alemania). Dicha báscula está configurada mediante un software para que se guarden los datos de cada pesada en un ordenador en función del tiempo establecido. Por otro lado, la

corriente de rechazo del módulo se recircula al tanque de alimentación. Para poder regular la presión transmembranal, la planta cuenta con dos manómetros digitales PG2454 (IFM, Alemania) que permiten controlar la presión que se está ejerciendo. Cuenta, además, con una válvula de agua manual de acero inoxidable (Klinger, Inglaterra), un termopar TS2289 (IFM, Alemania) y un caudalímetro digital SA3010 (IFM, Alemania)

La Figura 20 muestra la disposición de la planta:

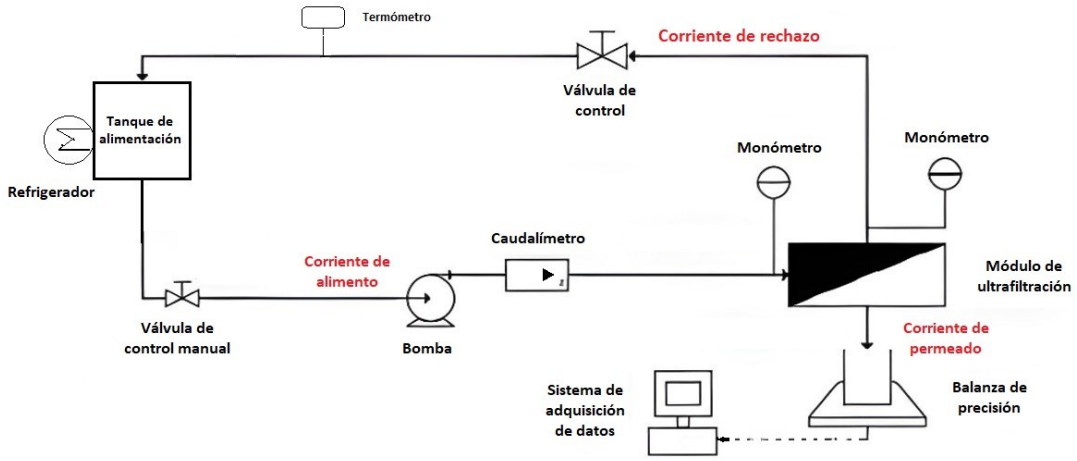


Figura 20. Esquema de la distribución de la planta de ultrafiltración. Fuente: (Cifuentes-Cabezas et al., 2021).

6.5.2. Membrana UH030

Para llevar a cabo la purificación del extracto, se emplea una membrana modelo UH030 8338-46. En la Tabla 5 se recogen las características de la membrana empleada.

Tabla 5. Propiedades de la membrana TRISEP DS UH030 8338-46. Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la ficha técnica (Anexo II).

TRISEP DS UH030 8338-46	
Material	Polietersulfona
MWCO[a] (kDa)	30
Área de la membrana (m^2)	27,5
Rango de pH	1,5-11,5
Temperatura máxima (°C)	50

Permeabilidad ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$)	> 35
Espesor (µm)	210 - 250

[a] MWCO: Molecular weight cutoff

El módulo de membranas ha sido desarrollado en el Departamento de Ingeniería Química y Nuclear de la UPV (Santafé-Moros & Gozálvez-Zafrilla, 2010). En primer lugar, el módulo cuenta con un soporte sobre el que se coloca la membrana. Seguidamente, se ubica la membrana previamente húmeda, se sujeta con una junta dentro del módulo y, finalmente, éste se cierra y se coloca en la planta de ultrafiltración.

En la Figura 21 se muestra cómo se coloca la membrana en el módulo.

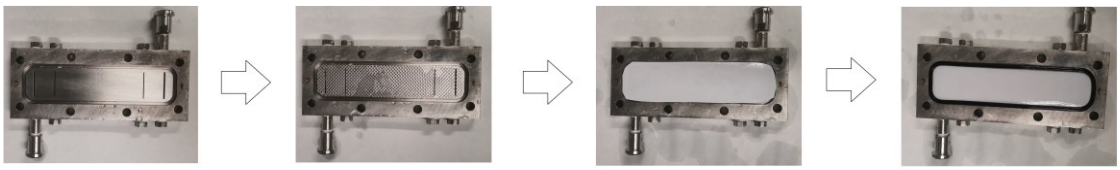


Figura 21. Pasos para la correcta colocación de la membrana UH030 dentro del módulo. Fuente: Elaboración propia.

6.5.3. Procedimiento experimental

6.5.3.1 Acondicionamiento y compactación de la membrana

Con anterioridad a la colocación de la membrana dentro del módulo, ésta debe estar completamente húmeda. Por ello, previamente se sumerge 24 horas en agua ultrapura. El acondicionamiento de la membrana es necesario para hidratarla y asegurar un comportamiento estable durante el proceso de compactación. De igual forma, el acondicionamiento permite eliminar posibles restos de conservantes que puedan quedar en la membrana tras su fabricación.

Una vez que se ha colocado la membrana y se ha cerrado el módulo, se comprueba en primer lugar si tiene fugas. Para ello, se coloca el módulo y se hace pasar un flujo de agua destilada a un caudal representativo, es decir, que sea igual o superior al de las condiciones que se van a aplicar a la planta de ultrafiltración. Una vez que se comprueba que el módulo no tiene fugas, se procede a la compactación de la membrana.

Para el proceso de compactación se emplea como alimento agua destilada a unas condiciones de operación superiores a las condiciones de trabajo. Se hace pasar agua destilada a un caudal de 0,21 m^3/s y una presión de 3 bares y se va monitorizando el flujo de permeado. La compactación se lleva a cabo hasta que el flujo alcanza un valor estable en el tiempo.

6.5.3.2 Permeabilidad de la membrana

Una vez que se ha compactado la membrana, se estudia el flujo de permeado que se obtiene en función de la presión que se está ejerciendo sobre ella. Se estudia la permeabilidad para distintas presiones (en este caso ha sido 1, 2, 2,5 y 3 bares) y se evalúa el flujo de permeado que se está obteniendo en función del tiempo. Cada vez que para una presión se alcanza el estado estacionario, se pasa al estudio del flujo de permeado para la siguiente presión. Finalmente, se representan los flujos característicos para cada presión en función ella, y se obtiene la pendiente de la recta que corresponde a la permeabilidad de la membrana, de acuerdo con la Ecuación 4 previamente comentada.

6.5.3.3. Ensayos de ultrafiltración

Para obtener el permeado necesario para la nanofiltración, se pone en marcha la planta de ultrafiltración según las condiciones óptimas ya estudiadas en el proyecto de investigación en el que se engloba este trabajo (Casas-Roncero et al., 2021).

Así pues, se lleva a cabo la ultrafiltración a una presión de 2,5 bares y una velocidad tangencial de 1,5 m/s. A estas condiciones se obtiene un rechazo elevado a la materia orgánica y reducido a los compuestos fenólicos, por lo que los polifenoles se obtienen purificados en la corriente de permeado.

Antes de introducir el alimento dentro de la planta debe estar a 25 °C.

Desde el primer momento que se pone en marcha la planta de ultrafiltración, se evalúa la densidad de flujo del permeado con respecto al FRV. En cuanto se pone en marcha la planta, automáticamente se controla que la temperatura del alimento (mediante la sonda y la camisa calefactora), y con ayuda de los manómetros, se manipula manualmente la válvula de rechazo para poder asegurar una presión de 2,5 bares de forma constante.

La planta trabaja de forma continua durante cada jornada de trabajo. Después de cada jornada es necesario hacer, como mínimo, un enjuague de la membrana y de la bomba para evitar que se acumulen residuos en la instalación. Así pues, una vez que se para la ultrafiltración, se vacía la planta del alimento y se introduce agua de red para que fluya por toda la planta y elimine residuos acumulados.

Finalmente, el proceso de ultrafiltración finaliza en el instante que se alcanza el FRV de 2,5.

6.5.3.4. Limpieza de la membrana de ultrafiltración

En algunas ocasiones, el enjuague no es suficiente y es necesario llevar a cabo una limpieza más exhaustiva. La limpieza de la membrana se realiza cuando el flujo de permeado que se obtiene es muy inferior al valor satisfactorio. Esto indica que se ha ensuciado la membrana, debido, entre otros fenómenos, a la creación de una torta en la superficie de la membrana. Conforme se sigue

realizando el proceso de ultrafiltración y al ejercer una presión continua, aumenta el espesor de esta capa formada, dificultando el paso del permeado y, de esta forma, el paso de los polifenoles.

Con el transcurso de los días empleando la membrana y limpiándola únicamente con agua, la materia orgánica se acumula y es necesario eliminarla mediante el empleo de detergentes específicos.

El procedimiento, que ha sido optimizado previamente, es el siguiente:

1º Preparar 5 L de disolución 1 % v/v de P3-ultrasil 115 (detergente específico para membranas de la casa comercial ECOLAB con un pH 12,48) con agua destilada.
2º Se hace un enjuague con agua de red por toda la planta de ultrafiltración (a temperatura ambiente) durante 10 minutos, en ausencia de presión y una velocidad tangencial de 1,5 m/s.
3º Se introduce en el tanque del alimento la disolución del detergente y se pone en marcha la planta de ultrafiltración durante 90 minutos, a una temperatura de entre 35 – 40 °C, una velocidad tangencial de 1,5 m/s y una presión de 2 bares (estas condiciones han sido ya optimizadas).
4º Transcurrido este tiempo, se hace pasar de nuevo agua de red a temperatura ambiente, una velocidad tangencial de 1,5 m/s, durante 15 minutos aproximadamente y en ausencia de presión hasta asegurar que no quedan restos de detergente dentro de la planta. Para poder confirmar que no quedan restos de la disolución, se toman muestras del rechazo y se comprueba su pH hasta que alcance el valor del agua de red. La Tabla 6 recoge los valores de pH para cada sustancia.

Tabla 6. Valores de pH en función de la sustancia. Fuente: Elaboración propia.

Sustancia	**pH**
Detergente	12,48
Agua destilada	6,8
Agua de red	7,6

5º Tras terminar la limpieza, se mide la permeabilidad de la membrana (procedimiento ya explicado anteriormente) para comprobar si se ha recuperado la permeabilidad inicial.

6.6. NANOFILTRACIÓN

La finalidad de este proyecto de investigación es encontrar las condiciones óptimas que permiten obtener una corriente lo mayor enriquecida posible en polifenoles mediante una planta de nanofiltración que resulte económica e industrialmente viable.

6.6.1. Distribución de la planta de nanofiltración

La planta de nanofiltración cuenta con una bombona de gas nitrógeno (Linde, España) empleada para generar la fuerza motora de la filtración ejerciendo una presión transmembrana dentro de la celda de nanofiltración.

El módulo de esta planta consiste en una celda de nanofiltración HP4750 (Sterlitech Corporation), que cuenta con una capacidad total de 300 mL. El empleo de una la celda agitada es debido a su gran resistencia a las degradaciones químicas y su bajo volumen de retención, hasta 1 mL, por lo que no se desperdician soluciones de elevado valor. Se trabaja a una velocidad de agitación de 550 rpm. En su interior se coloca la membrana (en este caso es la NF270) y se introduce el alimento. El alimento de la etapa de nanofiltración corresponde al permeado que se ha obtenido del proceso de ultrafiltración. Durante el proceso de nanofiltración se va monitorizando el flujo del permeado con respecto al FRV.

En la Figura 22 se muestra una fotografía de la planta de nanofiltración.

Figura 22. Fotografía de la planta de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

El esquema de la planta de nanofiltración se representa en la Figura 23:

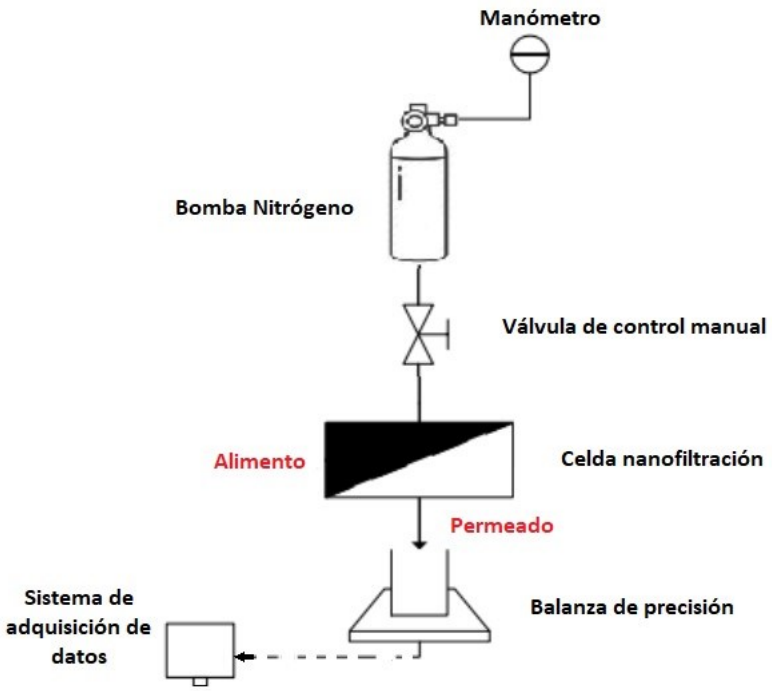


Figura 23. Esquema de distribución de la planta de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

6.6.2. Membrana de nanofiltración

Para la nanofiltración se ha empleado la membrana NF270 (Dow Chemical, EEUU) que cuenta con las propiedades recogidas en la Tabla 7 (Sánchez-Arévalo et al., 2021):

Tabla 7. Propiedades de la membrana NF270. Fuente: (Dow Chemical, EEUU).

Membrana NF270	
Material	Compuesto de poliamida de película delgada
MWCO (kDa)	300
Área de la membrana (m^2)	0,00472
Rango de pH	2-11
Temperatura máxima (ºC)	45
Presión máxima (bar)	41

6.6.3. Procedimiento experimental

A continuación, se van a explicar los diferentes procedimientos que se han llevado a cabo para optimizar las condiciones de operación de la nanofiltración para la obtención de polifenoles de la corriente de alimento.

6.6.3.1. Acondicionamiento y compactación de la membrana

La membrana NF270 debe humedecerse durante las 24 horas previas a la realización de la nanofiltración, de esta forma se asegura la estabilidad del proceso al adsorber la máxima cantidad de agua ultrapura en ausencia de presión y a temperatura ambiente y así asegurar que no contiene ninguna impureza (restos de conservantes).

Una vez que han transcurrido las 24 horas, se introduce la membrana dentro de la celda de nanofiltración y, una vez cerrada, se abre la válvula de salida de la bala de nitrógeno para generar la presión.

A continuación, se procede a compactar la membrana. Para ello, se introducen agua ultrapura dentro de la celda de nanofiltración y se evalúa el flujo de permeado en función del tiempo para una presión de 9,5 bares. El proceso de compactación termina cuando el flujo de permeado es estable con el tiempo. Una vez que se produce la compactación se puede estudiar la permeabilidad de la membrana.

6.6.3.2. Permeabilidad de la membrana

Al igual que para la ultrafiltración, la permeabilidad de la membrana NF270 se obtiene aplicando diferentes presiones (5, 6, 7 y 9 bares) y monitorizando el flujo de permeado del proceso. El ensayo para cada presión termina cuando la gráfica que relaciona el flujo del permeado con el tiempo se encuentra en estado estacionario, pasando a realizar el ensayo con la siguiente presión. Para cada presión se obtiene la densidad de flujo de permeada característica, a partir del cual se realiza una representación de estos datos en función de cada presión. Según la Ley de Darcy (Ecuación 3), la pendiente de esta recta corresponde a la permeabilidad de la membrana.

6.6.3.3 Ensayos

Para el estudio de las condiciones óptimas del proceso de nanofiltración con el objetivo de obtener la mayor concentración de polifenoles en el permeado, se han realizado 3 ensayos a diferentes presiones. Los tres ensayos se han realizado hasta alcanzar el mismo valor final de FRV igual a 2,5 para considerar únicamente como variable crítica la presión a la hora de comparar los tres ensayos. El proceso queda recogido en la Tabla 8.

Tabla 8. Ensayos de nanofiltración a distintas presiones. Fuente: Elaboración propia.

Presión (bar)	**FRV**
5	2,5

7	
9	

El primer ensayo se realiza a una presión de 5 bares hasta obtener un FRV de 2,5. Se realiza la representación del flujo a lo largo del tiempo para estudiar su evolución, así como el ensuciamiento de la membrana.

Tras el ensayo a 5 bares, se realiza una limpieza de la membrana y se estudia la recuperación de la permeabilidad inicial. Este procedimiento se detallará en el siguiente apartado.

Una vez se ha limpiado la membrana, se lleva a cabo el ensayo a 7 bares hasta alcanzar un FRV de 2,5. Al igual que para el ensayo de 5 bares, tras acabarlo se realiza la limpieza de la membrana.

Por último, se ha estudiado el efecto de una presión de 9 bares sobre la membrana de nanofiltración hasta alcanzar el FRV de 2,5. Finalmente, se realiza la limpieza de la membrana.

6.6.3.4. Limpieza de la membrana de nanofiltración

Para la limpieza de la membrana se emplea una disolución acuosa de P3 Ultrasil al 1 % (v/v). Este es el mismo procedimiento que el explicado en el apartado ‘’6.5.3.4. Limpieza de la membrana de ultrafiltración’’. Se emplea este detergente ya que se ha comprobado previamente que resulta eficaz para la recuperación de la permeabilidad de la membrana (Sánchez-Arévalo et al., 2021).

En primer lugar, se realiza un enjuague con agua de red. Seguidamente se introducen 200 mL de la disolución de Ultrasil al 1% (v/v) y se mantiene a 35 °C a 1,5 bares hasta conseguir un permeado de 200 mL. Finalmente, se vuelve a abrir la celda de nanofiltración y se enjuaga con agua de red.

6.6.3.5. Recuperación de la permeabilidad tras la limpieza

Una vez acabada la limpieza, tras cada ensayo, se realiza un estudio de la permeabilidad para obtener el porcentaje de recuperación, comparándolo con el valor inicial de la permeabilidad al agua de la membrana NF270. Se considera que la limpieza ha sido efectiva cuando se consigue recuperar al menos el 90 % de su permeabilidad inicial.

6.7. CARACTERIZACIÓN

Para poder caracterizar la eficacia del proceso de purificación y concentración de compuestos fenólicos, se toman muestras tanto de las corrientes obtenidas en el proceso de ultrafiltración como durante la nanofiltración, con el fin de estudiar la cantidad de polifenoles que hay en cada corriente. Así, se analizaron muestras del rechazo, del alimento, del permeado instantáneo (corresponde a las últimas gotas antes de finalizar el proceso) y del permeado global (conjunto de todo el permeado que se obtiene). Las muestras se toman para un FRV dado.

Mediante la caracterización se puede conocer el rechazo que se produce a los polifenoles y al resto de materia orgánica.

Las pruebas de caracterización que se realizan son las siguientes:

- **Sólidos totales:** para determinar la cantidad de sólidos totales en las muestras, se toma un volumen conocido del alimento, del rechazo, del permeado global y del permeado instantáneo Se pesan previamente unos recipientes vacíos mediante una balanza de precisión Kern (Alemania). Seguidamente, se introducen en una estufa (J:P. Selecta cód. 2000210, nº de serie: 0456102) durante un mínimo de 24 horas, a 104 °C. Pasado ese tiempo, se introducen dentro de un desecador para eliminar restos de humedad y, pasado un tiempo, se vuelven a pesar. La concentración de sólidos totales en la muestra se calcula mediante la siguiente ecuación (Ecuación 12).

$$Sólidos\ totales = \frac{Peso_{inicial} - Peso_{final}}{Vconocido}\ \left(\frac{mg}{mL}\right) \qquad Ecuación\ 12$$

Siendo,

$Peso_{inicial}$: el valor correspondiente del vaso de precipitados junto a la muestra antes de introducirse en la estufa

$Peso_{final}$: el valor obtenido tras la etapa en el desecador

- **Demanda Química de Oxígeno (DQO):** mediante la DQO se conoce el oxígeno que se necesita para oxidar la materia orgánica que puede contener una muestra. De esta forma, mediante un kit UN3316 de la marca MERCK Chemicals, se determina fotométricamente la DQO de cada muestra. El reactivo empleado para la determinación se trata de dicromato potásico y, como catalizador, sulfato de plata.

- **Color:** la medición del color de la muestra se obtiene en función de la norma ISO 7887:2011. Mediante un espectrofotómetro Hach DR6000, se mide la absorbancia las siguientes longitudes de onda: 436, 525 y 620 nm. Finalmente, con los valores que se obtengan para cada longitud deben aplicarse la Ecuación 13 que permite obtener el valor del color de la muestra:

$$Color = \frac{A_{436}^2 + A_{525}^2 + A_{620}^2}{A_{436}^2 \cdot A_{525}^2 \cdot A_{620}^2} \qquad Ecuación\ 13$$

Siendo,

A^2_{436}: absorbancia medida para una longitud de onda de 426 nm al cuadrado.

A^2_{525}: absorbancia medida para una longitud de onda de 525 nm al cuadrado.

A^2_{620}: absorbancia medida para una longitud de onda de 620 nm al cuadrado.

- **pH:** mediante el pH se puede medir la acidez de la muestra y se ha determinado con un pHímetro GLP 21+ de Crison (nº de serie: 91904).

- **Conductividad:** permite conocer la concentración de iones disueltos en la muestra. Para ello se ha empleado un conductímetro GLP 31+ de Crison (nº de serie: 91310).

- **Concentración de polifenoles totales mediante el método de Folin-Ciocalteu** (Singleton et al., 1999)**:** para obtener la concentración de polifenoles presentes en cada muestra, se introducen 0,5 mL del reactivo Folin- Ciocalteu (disolución de molibdato de sodio y wolframato de sodio en ácido fosfórico) en un vial o un tubo que contenga 7 mL de una disolución de la muestra en agua ultrapura (6,8 mL de agua ultrapura y 0,2 mL de muestra). Una vez que entra en contacto con los polifenoles de la muestra, se lleva a cabo la oxidación de éstos y la reducción del reactivo mediante una reacción redox. Cuando se da la reacción, el reactivo pasa de su color amarillo inicial a color azulado. Una vez que se añade el reactivo, se agita 3 minutos empleando el baño de ultrasonidos y se añade en cada tubo 1 mL de Na_2Co_3 al 20 %, preparado previamente. Rápidamente se agitan vigorosamente los tubos (la reacción es instantánea) y se almacenan durante una hora en la oscuridad. Pasado este tiempo, se mide la absorbancia a 765 nm.

Para poder comparar los resultados, se analiza también un control positivo, es decir, una muestra cuya concentración en polifenoles se conoce previamente. Para ello, se utiliza un patrón puro de Tirosol disuelto en agua, a una concentración de 25 mg/L.

CAPÍTULO 7. RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos mediante la ultrafiltración con la membrana UH030 para obtener el permeado que ha permitido estudiar las condiciones óptimas de la planta de nanofiltración con la membrana NF270. Como se ha explicado anteriormente, el objetivo de este proyecto es la purificación de los compuestos fenólicos presentes en un extracto acuoso de alperujo (mediante un proceso de ultrafiltración) y su concentración a través de un proceso de nanofiltración.

En primer lugar, se presentan los resultados obtenidos de la ultrafiltración, comenzando por el proceso de compactación y permeabilidad hasta la caracterización de muestras tomadas a diferentes FRV. También, se hace hincapié en el proceso de limpieza de la membrana UH030.

En segundo lugar, se muestran los resultados correspondientes a la nanofiltración, el proceso de compactación y permeabilidad, seguido de los resultados obtenidos tras la realización de los tres ensayos para optimizar el proceso. Por último, para cada limpieza que se le ha realizado a la membrana NF270 se comenta la recuperación de la permeabilidad que se ha obtenido.

7.1. PROCESO DE ULTRAFILTRACIÓN

En el siguiente apartado se van a comentar los resultados obtenidos mediante la ultrafiltración, así como de las muestras caracterizadas.

7.1.1. Compactación y permeabilidad de la membrana UH030

En la Figura 24 se aprecia el proceso de compactación que siguió la membrana UH030.

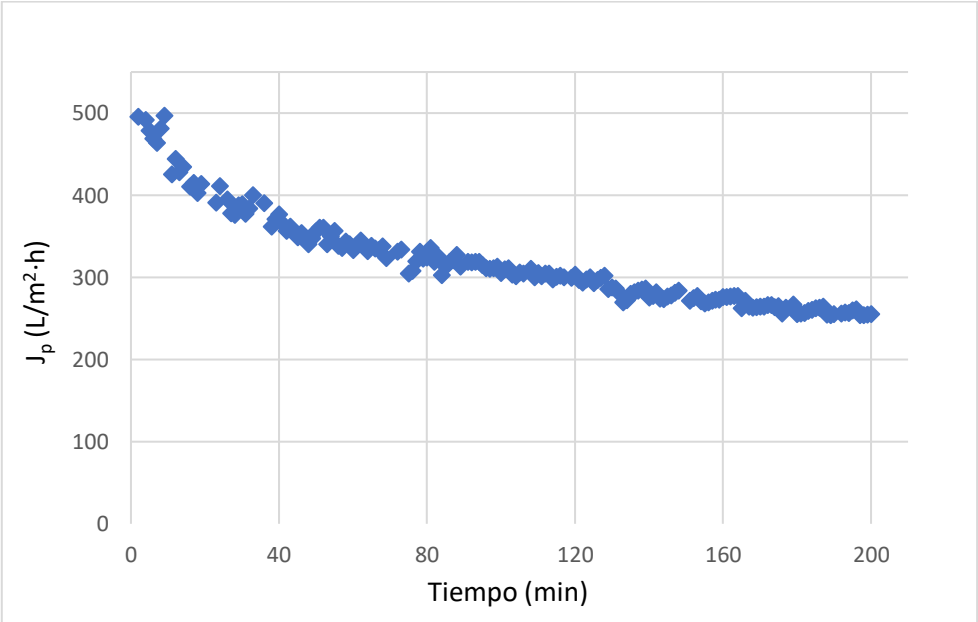


Figura 24. Variación de la densidad de flujo de permeado con el tiempo durante la compactación de la membrana de UH030. Fuente: Elaboración propia.

En la gráfica se observa la disminución del flujo de permeado con el transcurso del tiempo, debido a la compactación del polímero. Este proceso finaliza una vez que el flujo es estable en el tiempo. Para el proceso de ultrafiltración, la compactación de la membrana se alcanzó a los 180 minutos.

Tras compactarse la membrana, se llevó a cabo el estudio de la permeabilidad hidráulica.

Para obtener la permeabilidad de la membrana (L_p), se estudió el flujo del permeado que se obtenía para las siguientes presiones: 1, 2, 2,5 y 3 bares a una velocidad de 1,5 m/s y se obtuvieron los resultados de la Figura 25.

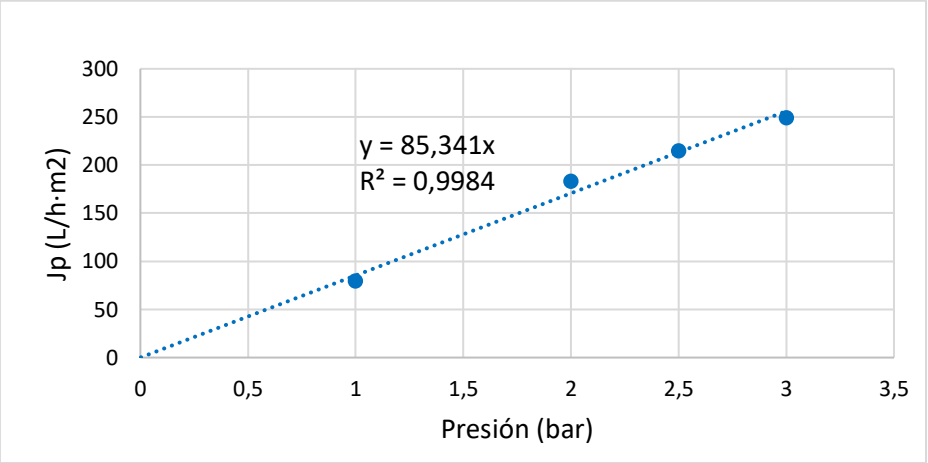


Figura 25. Estudio de la permeabilidad de la membrana UH030. Fuente: Elaboración propia.

Tal y como se ha comentado con anterioridad, de acuerdo con la Ecuación 4, la permeabilidad de una membrana viene dada por la relación entre el flujo del permeado (J_p) y el incremento de la presión (ΔP) cuando se realizan los ensayos con agua pura. Según esta ecuación, la permeabilidad corresponde a la pendiente de la recta de ajuste al representar J_p frente a (ΔP). Así pues, se obtuvo que la permeabilidad de la membrana era L_p= 85,658 L/bar·h· m^2.

7.1.2 Proceso de ultrafiltración

Tras compactar y caracterizar la membrana (mediante el estudio de la permeabilidad), se comenzó el proceso de ultrafiltración.

Las condiciones del proceso fueron las siguientes:

Temperatura alimento: 25 °C

Volumen inicial alimento: 5,62 L

Aunque el volumen inicial de disolvente (para obtener el extracto de alperujo) fue de 6 L de agua destilada, es inevitable que este volumen disminuya, debido a pérdidas durante el proceso de centrifugación, filtración, etc.

Velocidad tangencial: 1,5 m/s

Presión transmembranal: 2,5 bares

Así pues, del proceso completo se han obtenido los resultados que se muestran en la Figura 26:

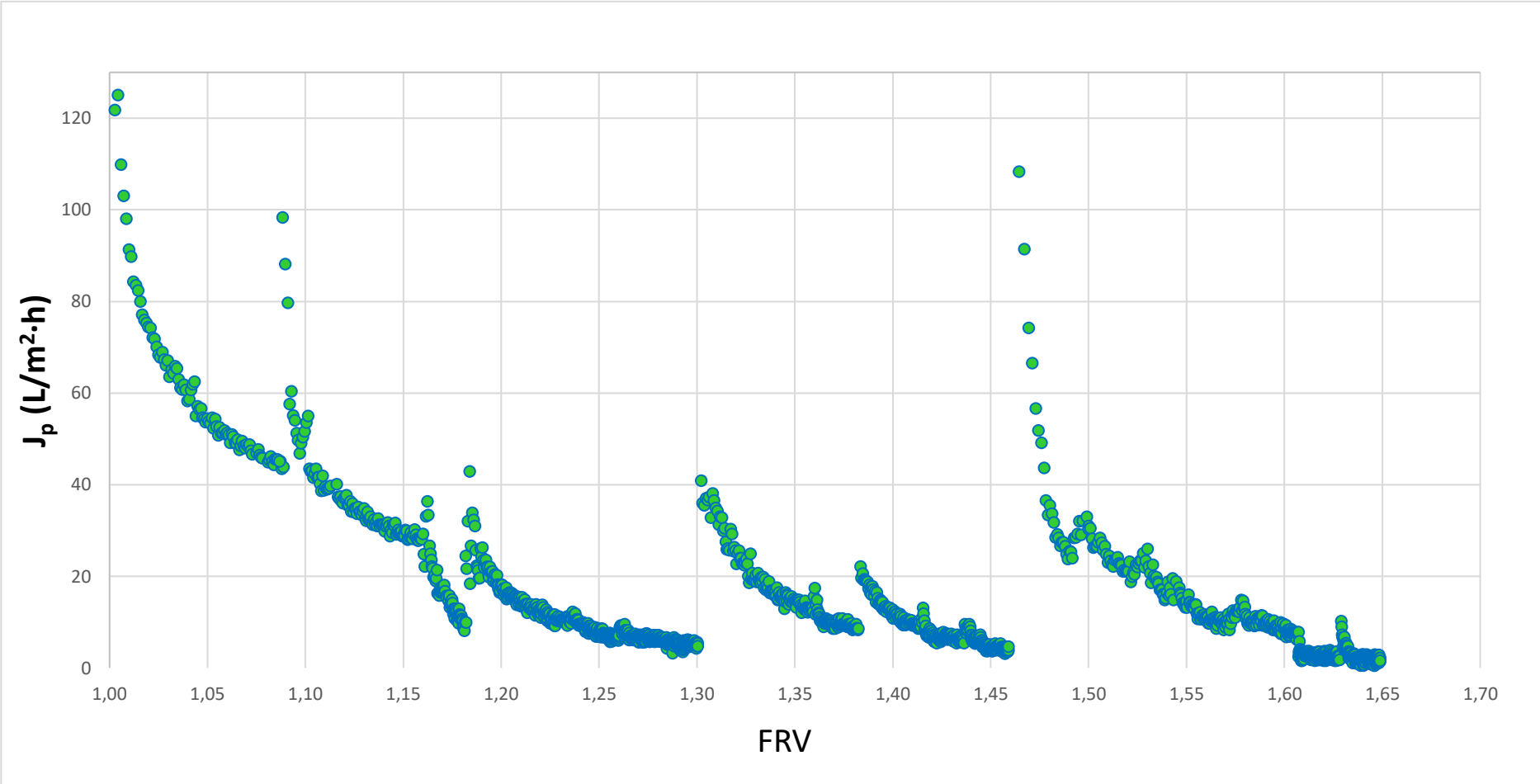


Figura 26. Evolución de la densidad de flujo de permeado respecto al factor de reducción de volumen (FRV) en el proceso de ultrafiltración del extracto. Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 26 aparece representada la evolución de la densidad de flujo de permeado durante el proceso de ultrafiltración. Durante el desarrollo de este proyecto, la planta de ultrafiltración ha estado en funcionamiento durante varias semanas, de forma continua. La planta ha operado durante cada jornada laboral completa, permaneciendo en reposo durante el resto del tiempo. A continuación, en la Figura 27, se incluye la misma gráfica, con una explicación detallada de cada una de las etapas que se pueden identificar en el proceso.

Las etapas han sido las siguientes:

- 1ª ETAPA: Corresponde al primer día que se puso en marcha la planta. Se observa como disminuye la densidad de flujo del permeado con respecto al FRV. Esto es debido al fenómeno de polarización por concentración, al ensuciamiento de la membrana y a la concentración de la alimentación. Conforme avanza el proceso de ultrafiltración y aumenta el FRV, en la membrana ha empezado a formarse la capa de torta. Al aplicar una presión constante, hay materia orgánica que continua en la corriente de rechazo, pero otros restos se quedan acumulados en la cara activa de la membrana.

2ª ETAPA: Se observa que, al principio de la puesta en marcha de la planta (tras haber estado en reposo antes de comenzar la jornada laboral) ha aumentado el flujo de permeado. Este hecho puede explicarse por varios fenómenos no excluyentes: por un lado, el enjuague que se realizó al fin de la jornada anterior contribuyó a la limpieza de la membrana, por lo que, al día siguiente, el flujo de permeado inicial es más elevado. Además de esto, es posible que, al retirarle la presión tras terminar la jornada laborar de la 1ª ETAPA, se haya descompactado ligeramente. Finalmente, el polímero de la membrana también puede haber sufrido cierta descompactación, que se va restableciendo cuando vuelve a aplicarse la presión transmembranal.

Al igual que sucedió durante la 1ª ETAPA (y en las siguientes), el flujo continúa disminuyendo ante un aumento del FRV, a causa del ensuciamiento de la membrana y la concentración de la alimentación, lo que conlleva, entre otras consecuencias, un aumento de la viscosidad.

3ª ETAPA: Se observa un ligero aumento de la densidad de flujo de permeado al inicio del proceso, como se ha explicado anteriormente. En esta etapa, la caída del flujo es más pronunciada, posiblemente debido a un mayor ensuciamiento de la membrana.

4ª, 5ª y 6ª ETAPAS: Continúa el proceso de la ultrafiltración hasta llegar a un FRV 1,30 donde se aprecia que la densidad de flujo del permeado resulta relativamente baja. Así pues, antes de continuar con la ultrafiltración se aplica una limpieza de la membrana, tal y como se detalla en el apartado 6.5.3.4. Los resultados de esta limpieza se explicarán en el siguiente apartado.

7ª ETAPA: Tras el proceso de limpieza, el flujo del permeado vuelve a partir desde un valor de 40 $L/m^2 \cdot h$ y continua con el proceso de ultrafiltración.

8ª ETAPA: Se observa que sigue disminuyendo rápidamente la densidad de flujo del permeado, por lo que antes de pasar a la siguiente etapa, se aplica una limpieza.

9ª ETAPA: Tras realizar una limpieza de la membrana, no se obtuvo un porcentaje de recuperación de la permeabilidad relevante. El flujo inicial de esta etapa fue más bajo del esperado. En cualquier caso, los valores obtenidos permitieron la ultrafiltración del extracto de alperujo de forma satisfactoria, por lo que el proceso no se interrumpió.

10ª y 11ª ETAPAS: Continúa el proceso de purificación del alimento. Se observa que, al inicio de cada etapa, se produce un ligero incremento en el flujo de permeado, pero siempre se mantiene la evolución de la curva. Tras volver a obtener un flujo de permeado tan reducido, se decidió reemplazar la membrana de ultrafiltración.

12 ª ETAPA: Tras realizar la compactación y el estudio de la permeabilidad hidráulica de la membrana UH030, se parte un flujo más elevado. Se observa que la pendiente de la curva es muy inclinada, por lo que se está ensuciando muy rápido la membrana. Esto es factible, ya que el grado de concentración del alimento es más elevado en esta etapa, como indica el FRV.

13ª, 14ª ETAPA: Sigue el proceso de ultrafiltración, pero se aprecia que la densidad de flujo de permeado vuelve a ser muy reducida. Así pues, antes de pasar a la siguiente etapa, se volvió a hacer una limpieza.

15ª ETAPA: Tras realizar la limpieza de la membrana, la recuperación de la permeabilidad fue muy pequeña, lo que indicaba que ya no se podía seguir trabajando con ella puesto que ya no salía rentable su uso. Para conseguir una mayor recuperación de la permeabilidad, una alternativa sería probar limpiezas de la membrana más exhaustivas (mayor duración, mayor concentración de productos químicos, mayor temperatura, etc.) Finalmente, se alcanzó un FRV de 1,7.

Al final del proceso, se obtuvo un volumen de permeado suficiente para estudiar en detalle el proceso de nanofiltración, que se explicará más adelante.

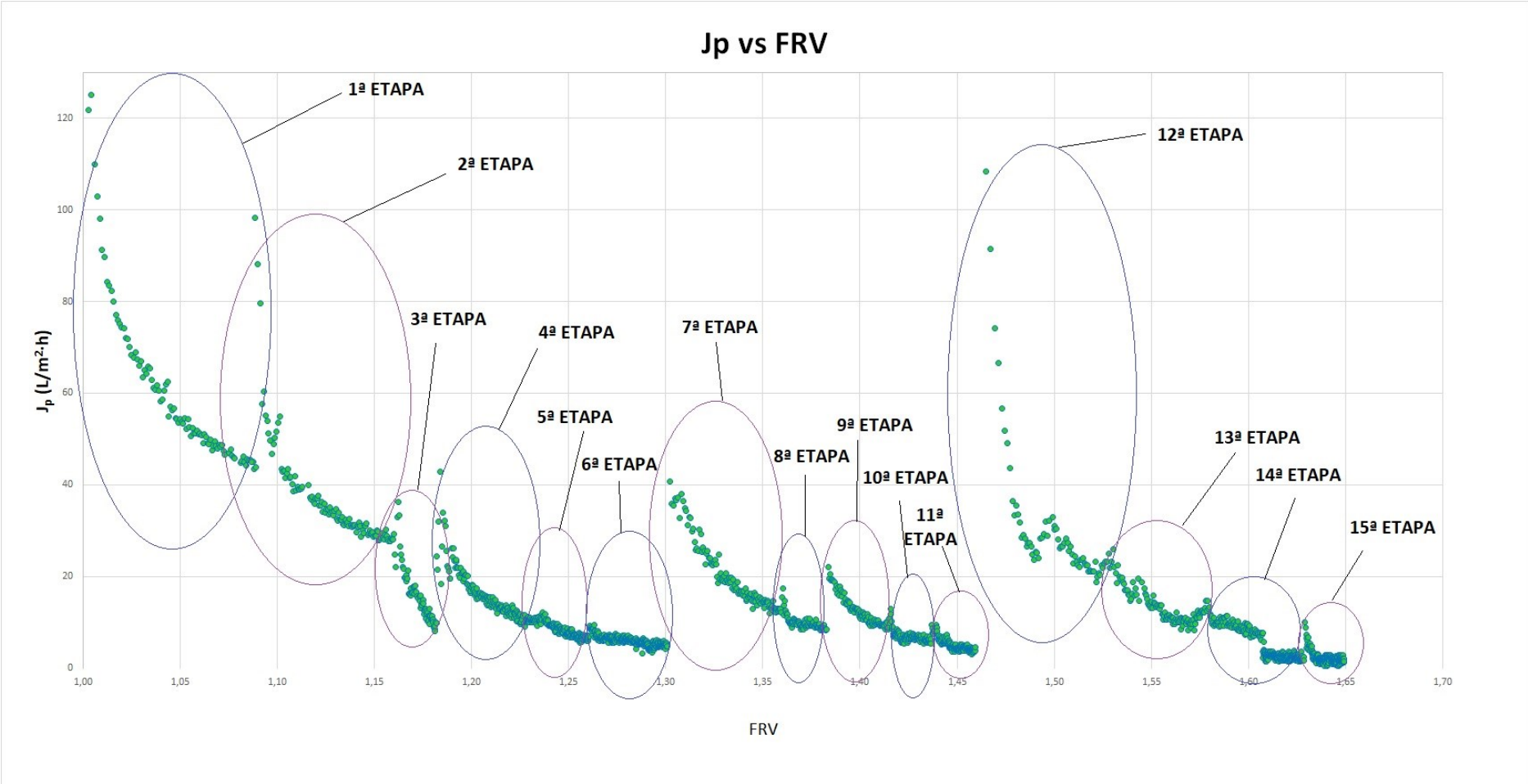


Figura 27. Etapas del proceso de ultrafiltración. Fuente: Elaboración propia.

7.1.3. Limpieza de la membrana UH030

Tal y como se ha comentado en el apartado 7.1.2., se han realizado limpiezas de la membrana UH030 tras las etapas 6, 8 y 14. A continuación se van a explicar las condiciones de cada una y la recuperación de la permeabilidad que se obtuvo tras realizarlas.

En la Tabla 9 se recogen las condiciones de cada limpieza, así como el porcentaje de recuperación de la permeabilidad de la membrana.

Tabla 9. Recuperación de la permeabilidad de la membrana UH030 tras cada limpieza. Fuente: Elaboración propia.

LIMPIEZA MEMBRANA UH030 CON P3-ultrasil 115 AL 1 %		
Etapa	Temperatura (ºC)	Tiempo limpieza (minutos)
Tras etapa 6	35	90
	35	90
Tras etapa 8	40	150
Tras etapa 11	40	150
Tras etapa 14	35	90
	40	90

De la Tabla 9 se observa que, a excepción de las etapas 8 y 11, se realizaron para cada limpieza dos tratamientos seguidos con la disolución de detergente, para aumentar el porcentaje de recuperación de la permeabilidad de la membrana. Estas limpiezas se intercalaron en el proceso continuo de tratamiento del extracto de alperujo. Por tanto, el objetivo principal no era restaurar completamente la permeabilidad inicial de la membrana (ya que la membrana no se iba a utilizar en un nuevo procedimiento), sino reducir el grosor (o eliminar, dentro de lo posible) de la capa de torta que se iba generando durante cada etapa de trabajo.

Tras la primera limpieza (después de la etapa 6), se consiguió recuperar casi la mitad de la permeabilidad inicial de la membrana, lo que indica que la capa de torta fue retirada (al menos parcialmente) de la superficie de la membrana. A la vista de la disminución del flujo que se estaba obteniendo en las siguientes jornadas de trabajo, la limpieza tras las etapas 8 y 11, se hizo durante más tiempo y a mayor temperatura (40 ºC), recuperando cerca de la mitad de la permeabilidad inicial. Sin embargo, en la última limpieza, tras realizar los dos ciclos seguidos, apenas se consiguió recuperar la permeabilidad. Estos resultados se deben al mayor grado de concentración (mayor FRV) que se estaba alcanzando en las últimas etapas del proceso. Esto conlleva, por tanto, una mayor acumulación de solutos en la capa activa de la membrana y un mayor ensuciamiento. En cualquier caso, se obtuvo un volumen adecuado de permeado que permitió continuar con el proceso.

Cabe destacar que, para conseguir un mayor rendimiento en la limpieza de la membrana de ultrafiltración, se pueden modificar los ciclos de limpieza. Por ejemplo, aplicando una mayor temperatura, utilizando diferentes detergentes o aumentando la concentración de estos en la disolución.

7.1.4. Caracterización de las muestras tomadas durante la ultrafiltración

Tal y como se ha explicado con antelación, las técnicas para caracterizar las muestras han sido la medición de la DQO, sólidos totales, color, conductividad y concentración de polifenoles. Así pues, en función de la muestra cogida para un FRV dado, se han obtenido los siguientes resultados:

- **DQO**: indica la cantidad de oxígeno necesaria para una oxidación completa de toda la materia orgánica presente en la muestra en mg/L. A partir del valor de la DQO para el rechazo y para el permeado instantáneo a cada FRV, se puede conocer el rechazo global a la materia orgánica que se ha producido tras el proceso de ultrafiltración, que se obtiene según la Ecuación 14:

$$RECHAZO\ GLOBAL = \left(1 - \frac{VALOR_{PERMEADO}}{VALOR_{RECHAZO}}\right) \cdot 100\% \qquad \text{Ecuación 14}$$

Así pues, tal y como se observa en la Figura 28, se han obtenido los siguientes valores de DQO y rechazo global para una FRV de 1,1, 1,5 y 1,7:

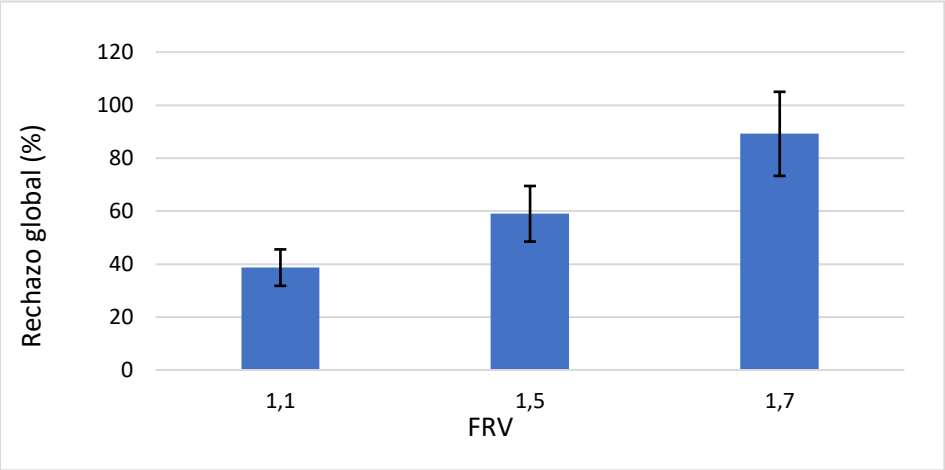


Figura 28. Rechazo a la DQO obtenido en la etapa de ultrafiltración para diferentes valores del factor de reducción de volumen (FRV). Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 28, se puede apreciar cómo ha variado el rechazo global en función del FRV alcanzado.

Se observa que al aumentar el FRV que se alcanza, el rechazo global a la materia orgánica aumenta a su vez. Este efecto puede ser debido a causa del ensuciamiento de la membrana de ultrafiltración. De igual forma, se observa que conforme avanza el proceso, el permeado tiene una menor cantidad de materia orgánica disuelta.

- COLOR: los causantes del color en una disolución pueden ser diversos pigmentos, la materia orgánica o inorgánica en descomposición, presencia de ácido húmico y algunos residuos industriales, entre otros. El rechazo al color se estudió al inicio y al final del proceso, es decir, para un FRV de 1,1 y para 1,7. La Tabla 10 recoge los valores del color del permeado y del rechazo, así como el rechazo global obtenido mediante la Ecuación 14.

Tabla 10. Valores del color en cada muestra para cada factor de reducción de volumen (FRV) seleccionados durante el proceso de ultrafiltración. Fuente: Elaboración propia.

	COLOR			
	CORRIENTE			RECHAZO GLOBAL (%)
	FRV	Permeado	Rechazo	
UH030	1,1	0,74	1,12	34,31
	1,7	0,55	1,03	45,95

De la Tabla 10 se observa que el rechazo global al color aumenta con el FRV, lo que concuerda con el fenómeno de ensuciamiento explicado anteriormente.

- **CONDUCTIVIDAD:** la conductividad se define como la capacidad de una sustancia para conducir la corriente eléctrica. En este caso, al tratarse de una disolución, el valor de la conductividad es directamente proporcional a la concentración de especies iónicas en la muestra. En la Tabla 11 se recogen los datos obtenidos.

Tabla 11. Conductividad (µS/cm) del permeado y del rechazo para cada factor de reducción de volumen (FRV). Fuente: Elaboración propia.

	CONDUCTIVIDAD (µS/cm)			
	CORRIENTE			RECHAZO GLOBAL (%)
	FRV	Permeado	Rechazo	
UH030	1,1	1.418	1.484	4,45
	1,5	1.166	1.176	0,85
	1,7	1.117	1.120	0,27

De la Tabla 11 se afirma que no se rechaza nada de las especies iónicas, ya que el valor de la conductividad tanto para el permeado como para el rechazo es prácticamente el mismo para cada FRV. La ligera disminución de la conductividad puede deberse, a una leve dilución de la muestra tras las etapas de limpieza y también a la adsorción de algunos compuestos sobre la superficie de la membrana.

- **CONCENTRACIÓN DE POLIFENOLES:** se calcula el rechazo global (%) a los polifenoles mediante la Ecuación 14. En la Figura 29 se puede apreciar el rechazo global para cada FRV.

Para un FRV 1,1 y 1,5 se obtiene un porcentaje de rechazo muy pequeño, lo que significa que la membrana deja pasar alrededor del 95 % de los polifenoles presentes en la corriente alimento. Sin embargo, para un FRV de 1,7 se observa que ha aumentado el porcentaje de rechazo a los polifenoles, posiblemente debido al ensuciamiento de la membrana y la formación de la torta, que dificulta el paso de estos compuestos a través de la membrana. En cualquier caso, se trata de valores altamente satisfactorios, ya que estos rechazos bajos indican que los polifenoles se están recuperando en la corriente de permeado, mientras que gran parte de la materia orgánica se está retirando en la corriente de rechazo, como muestran los rechazos a la DQO.

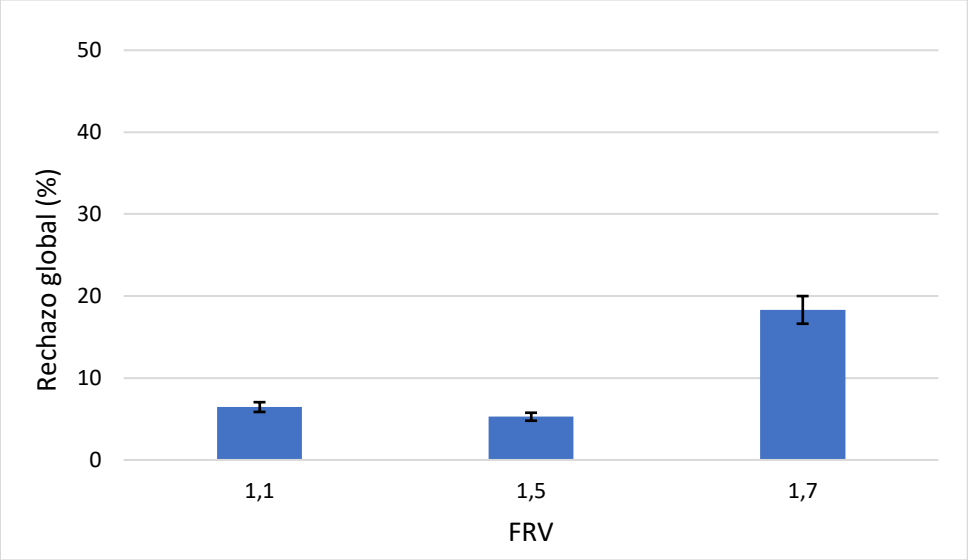


Figura 29. Rechazo global a los polifenoles para cada factor de reducción de volumen (FRV) en la etapa de ultrafiltración. Fuente: Elaboración propia.

La caracterización de la corriente de permeado obtenida durante la etapa de purificación viene dada en la Tabla 12.

Tabla 12. Caracterización de la corriente de alimento de la nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

CARACTERIZACIÓN CORRIENTE PERMEADO ULTRAFILTRACIÓN UH030 Y ALIMENTO NANOFILTRACIÓN NF270					
NF270	**DQO (mg/L)**	**Polifenoles (mg/L)**	**Sólidos totales (g/mL)**	**Conductividad (µS/cm)**	**Color**
Alimento	1.990	193,56	4,47	1.166	1,23

A la vista de estos resultados, se obtuvo una disminución de la DQO y la conductividad con respecto al extracto acuoso del alperujo, debido a la etapa de purificación llevada a cabo con la membrana UH030. El valor de la concentración de polifenoles también es inferior a la inicial, ya que una ligera proporción de éstos no han atravesado la membrana UH030, bien por tener un mayor peso molecular, o por efecto del ensuciamiento de la membrana. En cualquier caso, esta pérdida es asumible, debido al beneficio que se deriva de la purificación de estos compuestos.

7.2. PROCESO DE NANOFILTRACIÓN

En el siguiente apartado se van a comentar los resultados obtenidos para cada ensayo realizado con la celda de nanofiltración con el fin de encontrar las condiciones óptimas que permitan obtener una corriente enriquecida en polifenoles.

7.2.1. Compactación y permeabilidad de la membrana NF270

Al igual que para la ultrafiltración, en primer lugar, se llevó a cabo la compactación de la membrana, a una presión de 9,5 bares. En la Figura 30 se observa la evolución del flujo de permeado durante compactación de la membrana.

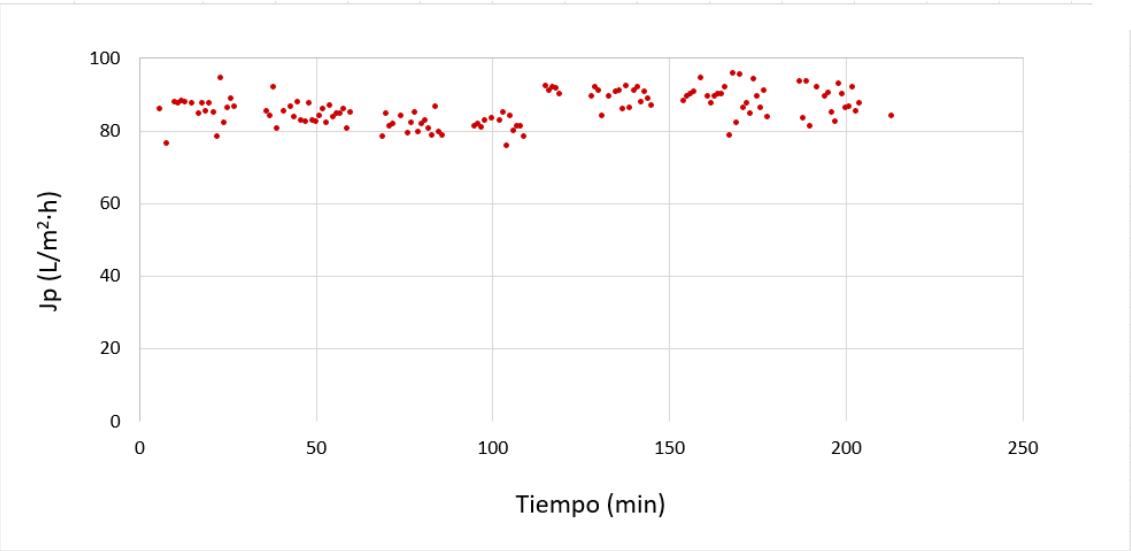


Figura 30. Compactación de la membrana NF270. Fuente: Elaboración propia.

A diferencia de la membrana de ultrafiltración, desde el primer momento el flujo siguió una tendencia estable con respecto al tiempo.

Tras la compactación, se estudió la permeabilidad de la membrana, aplicando cuatro presiones distintas, 5, 6, 7 y 9 bares. Así pues, los flujos característicos para cada una de ellas han sido los que se muestran en la Figura 31.

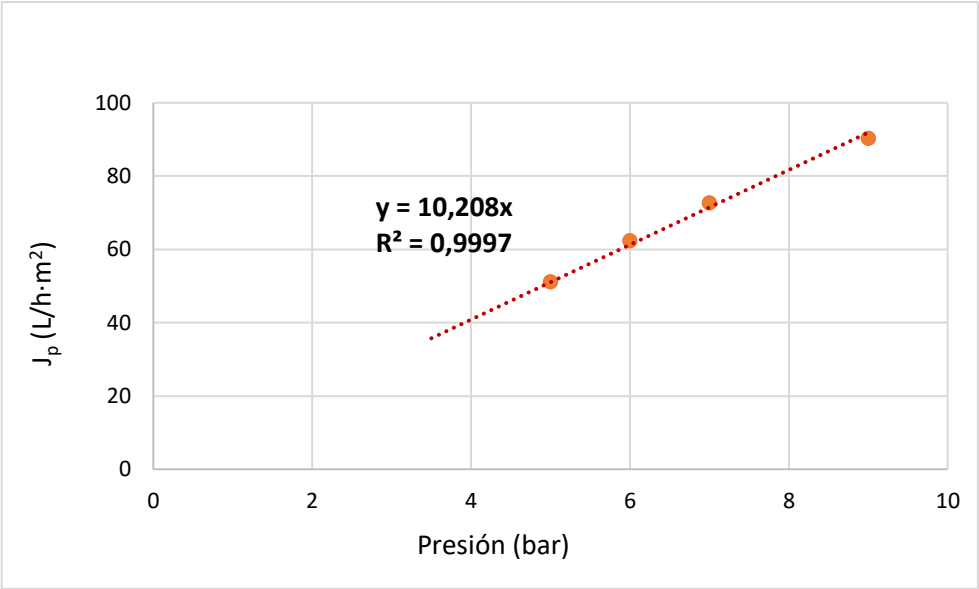


Figura 31. Estudio de la permeabilidad de la membrana NF270. Fuente: Elaboración propia.

De la Ecuación 4 se obtiene la siguiente permeabilidad, que corresponde a la pendiente de la recta de la Figura 31: L_p = 10,208 L/bar·h·m^2.

Estos resultados concuerdan con la bibliografía, ya que la permeabilidad de la membrana NF270 ya ha sido estudiada en otros trabajos de investigación donde se obtuvo un valor de: L_p = 15,73 L/bar·h·m^2 (Sánchez-Arévalo et al., 2021) y L_p = 8,60 L/bar·h·m^2 (Carbonell-Alcaina et al., 2017).

7.2.2. Ensayos de nanofiltración

Tras la compactación y permeabilidad de la membrana, se llevaron a cabo tres ensayos para optimizar las condiciones de presión de la planta. El alimento de esta etapa es el permeado obtenido en el proceso de ultrafiltración anterior. La caracterización de la corriente de alimento está presentada en la Tabla 12, que se ha comentado anteriormente.

En la Figura 32 se aprecia el transcurso de los ensayos hasta alcanzar un FRV 2,5.

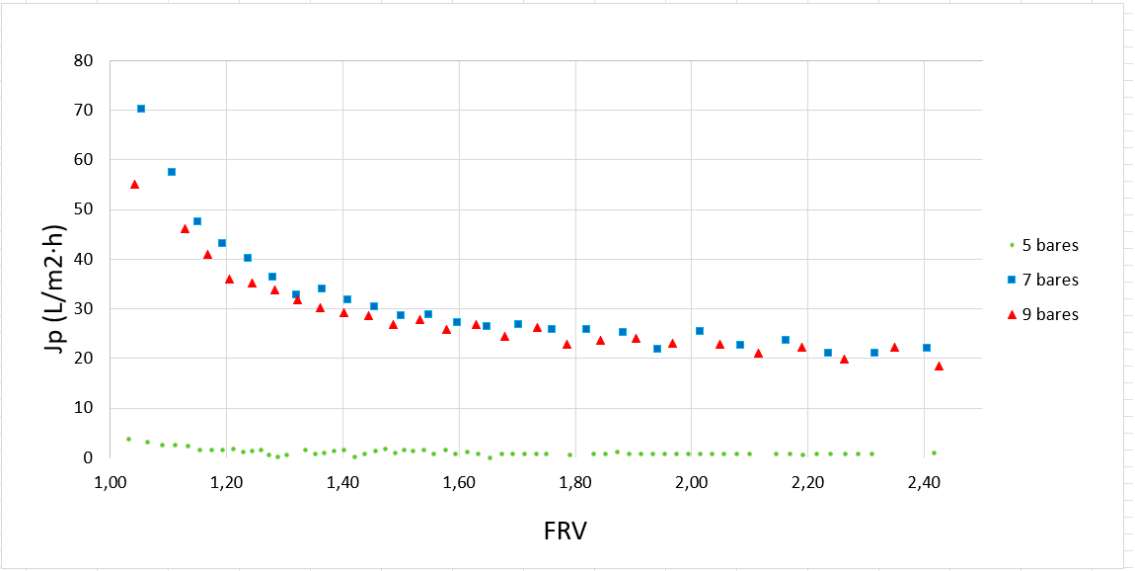


Figura 32. Evolución de la densidad de flujo de permeado respecto al factor de reducción de volumen (FRV) para cada ensayo en la etapa de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

Como se puede observar en la Figura 32, el flujo de permeado obtenido a 5 bares fue bastante bajo. Al aumentar la presión a 7 bares, se produjo un aumento de la densidad de flujo de permeado. Este resultado era esperado, de acuerdo con la Ley de Darcy (ecuación 3). Como se puede observar en la figura (Figura 32), el flujo de permeado es elevado al inicio del proceso, y se va produciendo una caída progresiva (debido al fenómeno de polarización por concentración y a la formación de la torta sobre la superficie de la membrana) hasta que se alcanzan valores estables y satisfactorios, en torno a 20 $L/m^2 \cdot h$. Finalmente, el aumento de la presión transmembrana a 9 bares dio como resultado una densidad de flujo de permeado muy similar a la obtenida para 7. Este resultado sugiere la formación de la capa gel, fenómeno explicado en el apartado 3.5.2.

Después de cada ensayo se hizo una limpieza de la membrana de nanofiltración.

7.2.3. Limpieza de la membrana NF270

Tras cada ensayo con la planta de nanofiltración se realizó una limpieza con P3 Ultasil 115 al 1 % (v/v), tal y como se ha explicado en el apartado de metodología.

El proceso de limpieza para cada ensayo se realizó con 300 mL de la disolución a 35 °C, y una presión transmembranal de 1,5 bares, en agitación constante. El proceso finalizó una vez que se obtuvieron al menos 200 mL de permeado.

En la Tabla 13 se recogen los resultados tras cada limpieza.

Tabla 13. Porcentaje de recuperación de la permeabilidad inicial tras cada ensayo. Fuente: Elaboración propia.

LIMPIEZA MEMBRANA NF270 CON P3-ultrasil 115 AL 1 %						
Etapa	Temperatura (ºC)	ΔP (bar)	Volumen permeado (mL)	Permeabilidad NF270 nueva (L/bar·h· m^2)	Permeabilidad tras limpieza (L/bar·h· m^2)	Recuperación de la permeabilidad (%)
Tras 1º ensayo	35	1,5	200	10,208	8,18	80,09
Tras 2ª ensayo	35	1,5	200		10,39	100

Se observa que el proceso de limpieza con estas condiciones resulta eficaz para recuperar la permeabilidad inicial.

7.2.4. Caracterización de las muestras tomadas durante la nanofiltración

Tal y como se ha explicado con antelación, las técnicas para caracterizar las muestras han sido la determinación de la DQO, sólidos totales, color, conductividad y concentración de polifenoles. Así pues, para los tres ensayos a diferentes presiones, a un FRV final de 2,5, se han obtenido los siguientes resultados:

- **DQO**: En la Figura 33 se puede ver gráficamente el rechazo a la DQO para cada ensayo.

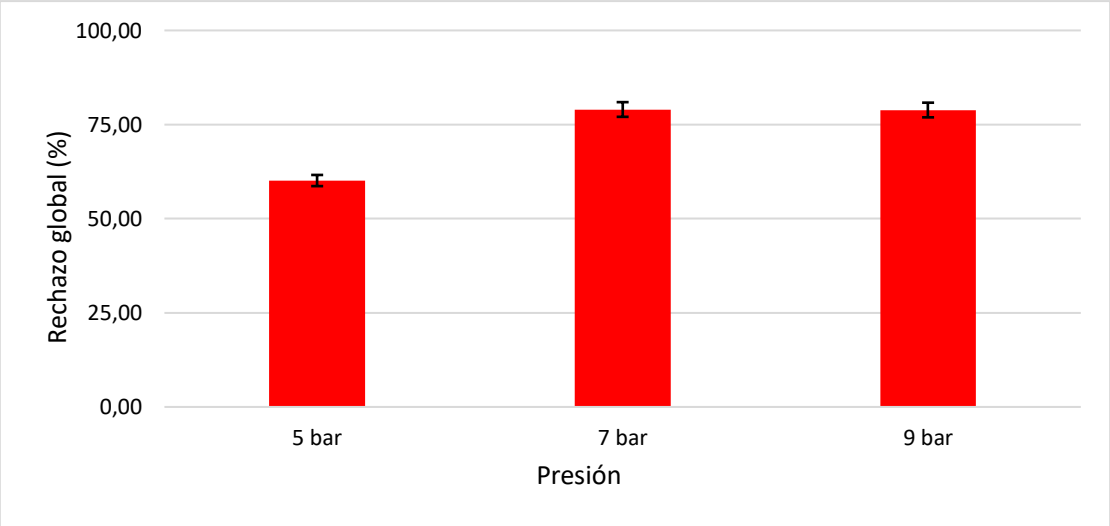


Figura 33. Rechazo a la DQO obtenido para cada presión en la etapa de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

Teniendo en cuenta estos resultados, se observa que el rechazo global a la materia orgánica es elevado a todas las presiones, lo cual es muy adecuado para llevar a cabo la concentración de

los compuestos de interés. Al aumentar la presión transmembrana a 7 bares, se observa un aumento del rechazo, como cabría esperar. Sin embargo, el rechazo es prácticamente el mismo en el ensayo de 7 y 9 bares. Así pues, estos resultados ya indican que el ensayo realizado a 7 bares resulta ser el más eficaz, pues los resultados son similares a los obtenidos a 9 bar. Es decir, el aumento de la presión no se traduce en un mayor grado de concentración de los solutos presentes en la disolución de alimento, por lo que no es interesante aplicar una presión más alta. Para corroborar este razonamiento, es necesario atender a los rechazos del resto de compuestos evaluados, que se presentan a continuación.

- **SÓLIDOS TOTALES:** En la Figura 34 se puede ver gráficamente el rechazo a los sólidos totales para cada ensayo.

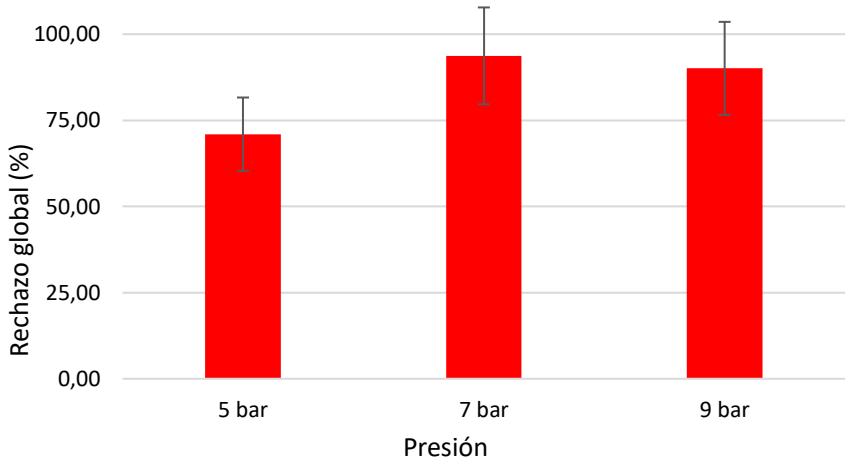


Figura 34. Rechazo a los sólidos totales obtenido para cada presión en la etapa de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

La discusión de los resultados relativos al rechazo de los sólidos totales es muy similar a los resultados relativos a la DQO, puesto que ambos parámetros se relacionan con el contenido de materia orgánica de las muestras. Por tanto, en la Figura 34 se aprecia también que los resultados óptimos se observan a 7 bares, ya que se obtiene un rechazo similar al de la presión de 9 bares y superior al correspondiente a 5 bares.

- **COLOR:** Para cada ensayo, se han obtenido los siguientes valores recogidos en la Tabla 14.

Tabla 14 Valores de color en cada muestra para las tres presiones distintas en la etapa de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

	COLOR			
	FRV 2,5			**RECHAZO GLOBAL (%)**
	Presión (bar)	**Permeado**	**Rechazo**	
NF270	5	0,05	1,18	96,10
	7	0,01	1,50	99,58
	9	0,01	1,77	99,56

En la Figura 35 se compara una muestra del rechazo (cubeta izquierda) con una muestra del permeado (cubeta derecha) para el ensayo a 5 bares.

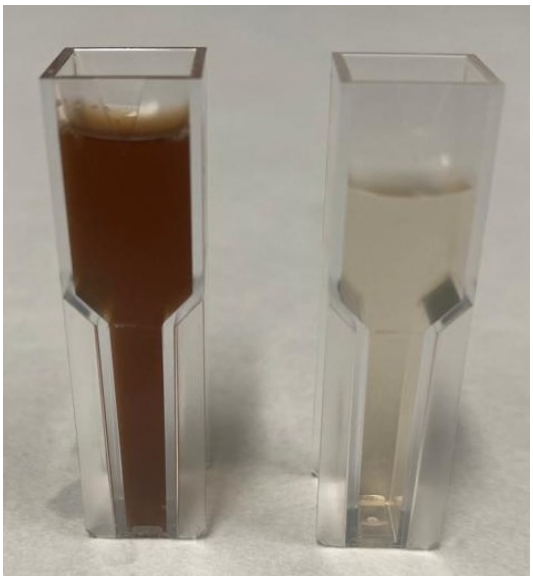


Figura 35. Muestra de permeado (derecha) y rechazo (izquierda) tras el ensayo a 5 bares en la celda de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

En Figura 36 se compara una muestra del rechazo (cubeta izquierda) con una muestra del permeado (cubeta derecha) para el ensayo a 7 bares.

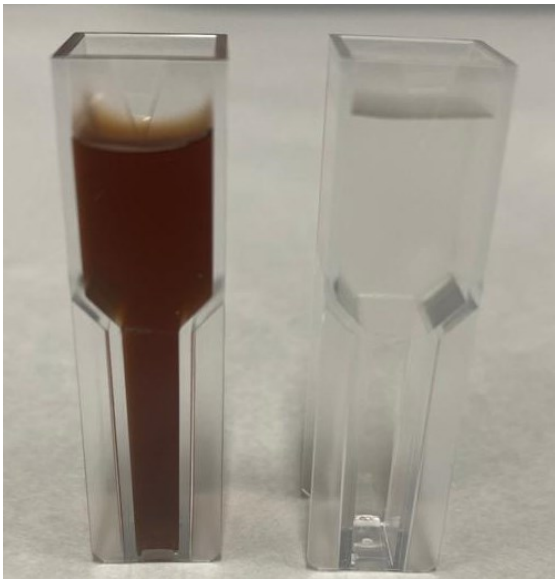


Figura 36. Muestra de permeado (derecha) y rechazo (izquierda) tras el ensayo a 7 bares en la celda de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 37 se compara una muestra del rechazo (cubeta izquierda) con una muestra del permeado (cubeta derecha) para el ensayo a 9 bares.

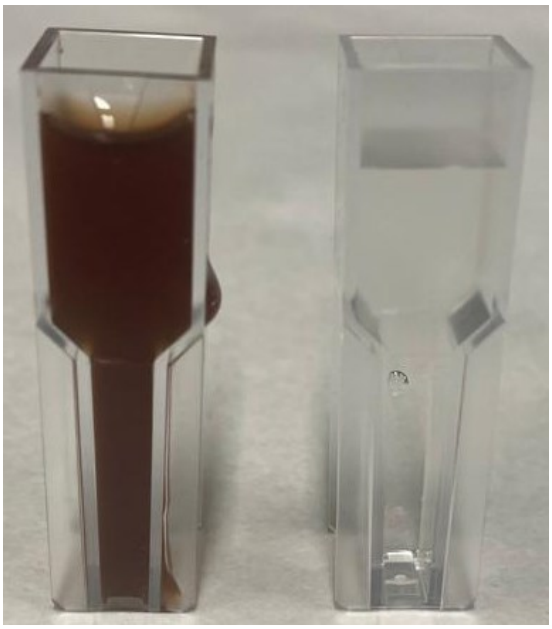


Figura 37. Muestra de permeado (derecha) y rechazo (izquierda) tras el ensayo a 9 bares en la celda de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 14 se deduce igualmente que la mejor presión resulta ser la de 7 bares. Al igual que para los otros parámetros determinados, el rechazo es menor a 5 bares y muy parecido a 7 y 9 bares de presión.

- **CONDUCTIVIDAD:** en la Tabla 15 se recogen los valores de conductividad obtenidos para cada muestra de los diferentes ensayos.

Tabla 15. Conductividad (µs/cm) del permeado y del rechazo para cada ensayo de la planta de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

	CONDUCTIVIDAD (µS/cm)			
	CORRIENTE FRV 2,5			**RECHAZO GLOBAL (%)**
	Presión (bar)	**Permeado**	**Rechazo**	
NF270	5	1.359	1.724	21,17
	7	437	2.640	83,45
	9	570	2.520	77,38

Al igual que en los casos anteriores, el rechazo a las sales no aumenta a partir de 7 bares, aunque se lleve a cabo un aumento de la presión. Por tanto, la aplicación de 7 bares es suficiente y válida.

- **CONCENTRACIÓN DE POLIFENOLES:** El rechazo a los compuestos fenólicos nos dará la mayor información a la hora de seleccionar las condiciones de operación, pues son los compuestos de mayor interés, los cuales se pretenden recuperar en este trabajo. En concreto, el objetivo de la etapa de nanofiltración es llevar a cabo la concentración de estas moléculas, cuya purificación ya se ha realizado en la etapa anterior de ultrafiltración.

En la Figura 38 se puede apreciar el rechazo global para cada presión.

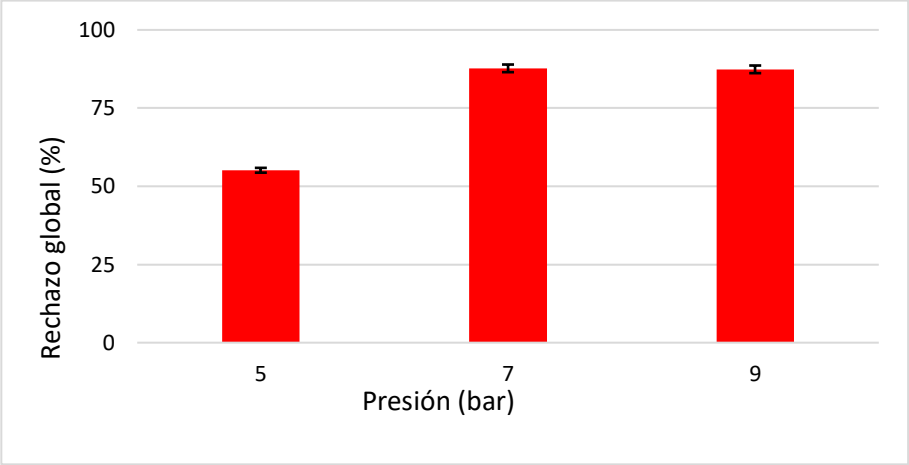


Figura 38. Rechazo global a los polifenoles para cada FRV. Fuente: Elaboración propia.

Como se puede observar en la figura, se obtuvieron rechazos elevados a los compuestos fenólicos a las presiones de 7 y 9 bar. Estos resultados son satisfactorios, ya que permiten la concentración de los polifenoles purificados previamente mediante el proceso de ultrafiltración. Así, la corriente enriquecida en polifenoles se obtiene del rechazo de la celda de nanofiltración.

El rechazo a los compuestos fenólicos no es absoluto. Es muy probable que algunos polifenoles de bajo peso molecular estén atravesando la membrana, como se ha demostrado en estudios previos (Sánchez-Arévalo et al., 2021). Sin embargo, los resultados obtenidos (especialmente a las presiones más altas) indican que la mayoría de los polifenoles permanecen retenidos por la membrana y se recuperan en la corriente de rechazo.

De nuevo, al aplicar 9 bares, se obtienen unos resultados similares los obtenidos al aplicar 7 bares. Por tanto, un aumento de la presión no deriva en un aumento de la eficacia del proceso, ya que la concentración alcanzada para los compuestos de interés es la misma.

Por tanto, las condiciones óptimas del proceso se dan para 7 bares, obteniendo la corriente enriquecida en polifenoles en el rechazo de la celda de nanofiltración. En la Tabla 16, aparece la caracterización de la corriente a 7 bares.

Tabla 16. Caracterización de la corriente a 7 bares. Fuente: Elaboración propia.

NF270 - 7 bar - FRV 2,5					
NF270	**DQO (mg/L)**	**Polifenoles (ppm)**	**Sólidos totales (g/mL)**	**Conductividad (µS/cm)**	**Color**
Permeado	2.14	42,17	0,8	437	0,008
Rechazo	11.86	343,22	10,6	2.64	1,5

CAPÍTULO 8. DISEÑO DE LA INSTALACIÓN INDUSTRIAL PARA LA OBTENCIÓN DE UNA CORRIENTE ENRIQUECIDA EN POLIFENOLES.

En el siguiente capítulo se plantea el diseño de la planta de nanofiltración para la obtención de una corriente enriquecida en polifenoles mediante un extracto de alperujo procedente de almazaras.

La planta industrial cuenta con las diferentes etapas de purificación, así como los procesos de limpieza.

La planta industrial va a operar durante los periodos de producción de aceite de oliva con el fin de gestionar, con la mayor anticipación, el alperujo, y así evitar la pérdida de las propiedades de los polifenoles. El proceso industrial se inicia con 120 toneladas de alperujo al día (Rojo-Adalid et al., 2021), obteniéndose un caudal de permeado procedente de la etapa de la ultrafiltración de 0,00125 m^3/s, tratándose de la alimentación de la planta de nanofiltración.

La planta va a contar con los diferentes procesos de extracción y posterior purificación del extracto mediante un proceso de ultrafiltración y, finalmente, una etapa a concentración del permeado de la UF por medio de nanofiltración. En este capítulo únicamente se va a diseñar la etapa de nanofiltración, puesto que el resto de la planta ya ha sido diseñado previamente en otro trabajo final de grado (Rojo-Adalid et al., 2021).

8.1. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA PROPUESTA

Tal y como se ha explicado en el capítulo 6, el proceso para la obtención de una corriente enriquecida en polifenoles pasa por diferentes etapas. En primer lugar, se lleva a cabo la extracción sólido-líquido, seguidamente se pasa a una etapa de centrifugación y una filtración a vacío. Una vez que se obtiene el extracto, se introduce en la planta de ultrafiltración y, finalmente, el permeado de la ultrafiltración se lleva a una etapa de nanofiltración la que se efectúa la concentración de compuestos polifenólicos mediante la corriente de rechazo. En cambio, la corriente de rechazo puede ser empleada para el proceso de limpieza de maquinaria e instalaciones, o para el lavado de la aceituna. El proceso se ha diseñado para que opere en continuo. En la Figura 39 se aprecia el diagrama de bloques del proceso propuesto, cuyo diseño a escala industrial se realizará en este apartado.

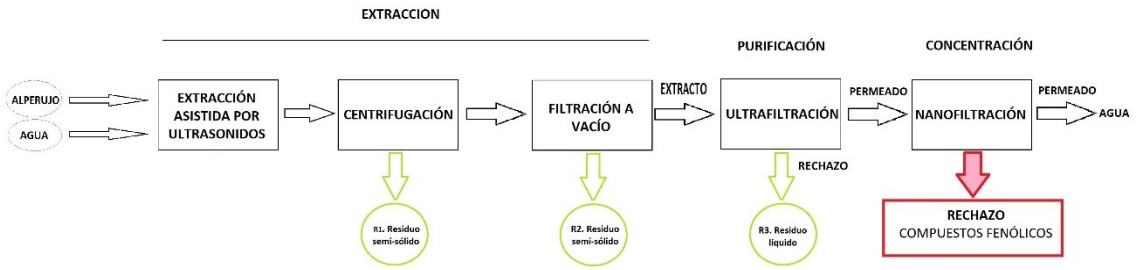


Figura 39. Diagrama de bloques del proceso industrial propuesto para la obtención de una corriente concentrada de polifenoles a partir de alperujo. Fuente: Elaboración propia.

A continuación, en la Figura 40, se muestra el diagrama de flujo de la etapa de nanofiltración.

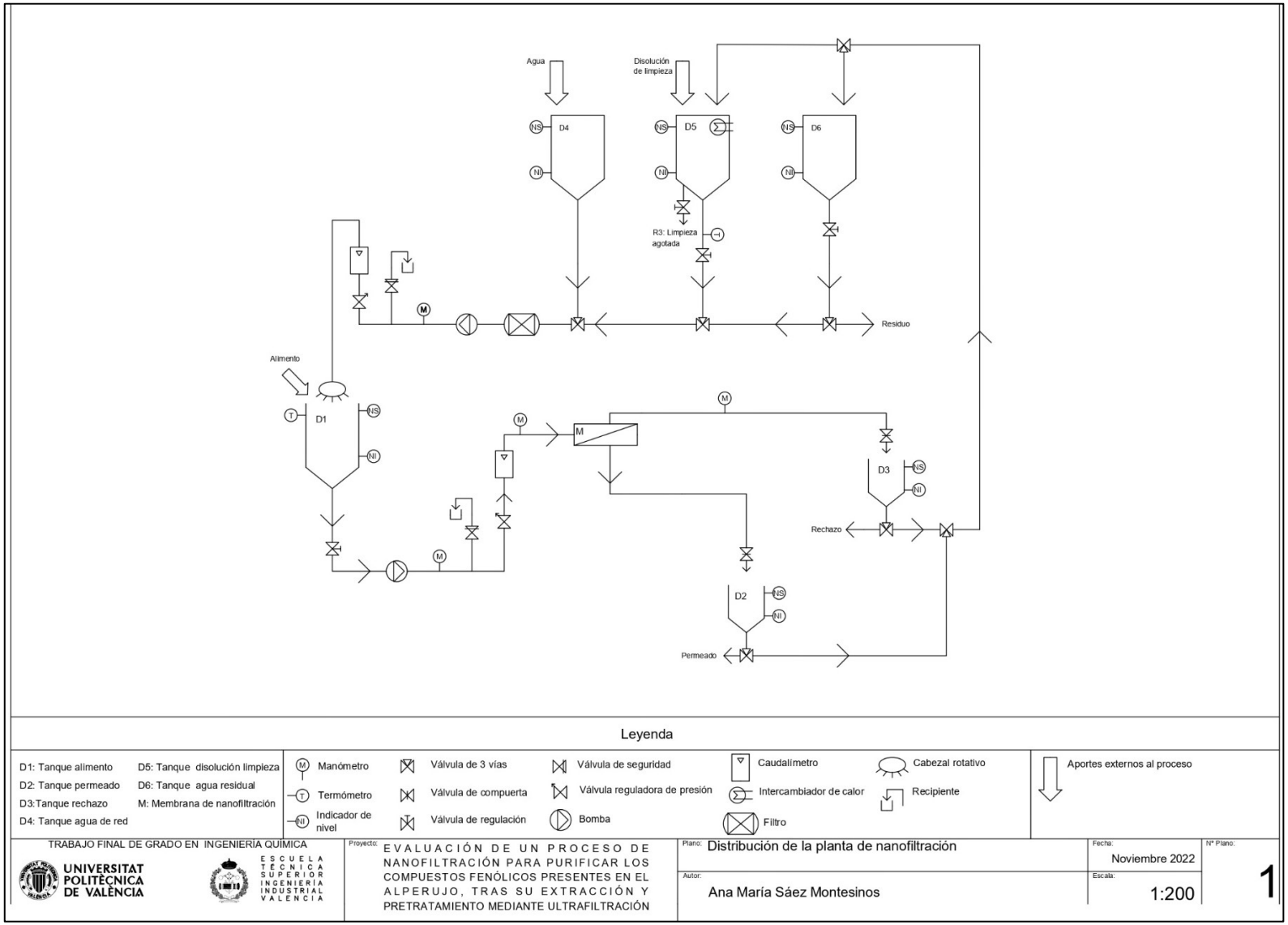


Figura 40. Esquema de la distribución de la planta industrial de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia

En primer lugar, el permeado resultante de la etapa de ultrafiltración se almacena en el depósito D1 que, mediante una válvula de regulación permite el paso del alimento a través de las tuberías hasta la bomba B1 encargada de impulsar el fluido hasta el tubo de presión. Antes de llegar al módulo de membranas, hay un manómetro para conocer la presión del fluido al atravesar la bomba y, en caso de no ser adecuada, o producirse algún tipo de contaminación, la corriente del extracto se desviaría mediante una válvula de seguridad hasta un recipiente externo. En el caso de que la corriente esté en el estado adecuado, pasa a través de una válvula reguladora de presión y un caudalímetro para asegurar las condiciones de entrada al tubo de presión. La corriente entra en el tubo de presión, el cual cuenta con una tubería que recoge el permeado en el tanque D2 y otra tubería que recoge la corriente de rechazo en el tanque D3, correspondiente a la corriente enriquecida en polifenoles. Todos los tanques cuentan con niveles inferiores y superiores de seguridad. Por otro lado, tanto el tanque de permeado como el de rechazo, cuentan con una válvula de tres vías para separar la corriente obtenida, en cada uno de ellos, de la corriente resultante de las etapas de aclarado de las que consta el protocolo de limpieza.

El proceso de limpieza consiste en un tanque que almacena agua de red, el tanque D4, un depósito que almacena la disolución de limpieza, D5; y un intercambiador de calor, un termómetro y una válvula de regulación. Además, hay otro tanque, D6, que acumula el agua procedente del aclarado, la cual, si forma parte del enjuague previo a la disolución de limpieza (el primer enjuague), se lleva a la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR), el proceso es regulado por una válvula de tres vías. Sin embargo, si el agua proviene del segundo aclarado, se almacena para emplearla en el siguiente ciclo de limpieza. Los tres tanques vierten directamente al depósito D1 a través de un filtro (Russell Finex) que evita posibles obstrucciones de la bomba en caso de la presencia de algún sólido, y de una bomba B2 que, al igual que para la B1, cuenta con manómetro, caudalímetro, válvula de regulación de presión, válvula de presión y un recipiente externo. Tanto el agua de red como la disolución de limpieza se vierten en el tanque D1 mediante una tubería que cuenta con un cabezal rotativo a chorro para que el agua de aclarado como la disolución de limpieza lleguen a las paredes del tanque. El proceso de limpieza tiene una duración de hora y media al día. Se dedican 15 minutos para un primer enjuague de la planta, seguidos de 60 minutos para la disolución de limpieza, y 15 minutos para el aclarado final de la planta. En el caso de los aclarados, se realizan en circuito abierto, de modo que el agua resultante se recoge en el tanque D6 para su tratamiento o reutilización. La etapa de limpieza con detergentes se realiza en circuito cerrado, de modo que la disolución se recircula de modo continuo por todo el circuito.

8.2. CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN

La corriente de alimentación que se va a emplear en el proceso de nanofiltración corresponde al permeado obtenido tras la etapa de ultrafiltración. Puesto que el proceso de ultrafiltración produce un caudal de permeado de 0,00125 $m^3 \cdot s^{-1}$ y opera durante 21,3 horas al día, se obtiene un volumen diario de 96 m^3 (Rojo-Adalid et al., 2021) a tratar en la planta de nanofiltración.

8.3. PLANTA INDUSTRIAL DE NANOFILTRACIÓN

Para realizar el diseño de la planta, previamente se ha hecho un estudio a escala de laboratorio para obtener las condiciones idóneas del proceso con el fin de optimizarlo. Así pues, las condiciones de trabajo son: una **presión transmembranal de 7 bares** y un **FRV de 7,1**.

8.3.1 Diseño y dimensionamiento de la planta de Nanofiltración

En primer lugar, se determina el área de la membrana NF270 necesaria para tratar el permeado de la ultrafiltración y alcanzar un FRV 7,1 para las condiciones estudiadas previamente. Para ello, se estima la densidad de flujo de permeado promedio mediante una media logarítmica entre la densidad de flujo de permeado para un FRV 1 y para un FRV 7,1.

Se ha considerado que el proceso de nanofiltración va a operar en continuo y recibirá directamente el alimento por parte de la etapa de ultrafiltración anterior.

Para estimar la densidad de flujo de permeado para un FRV 1 y para un FRV 7,1 se ha considerado la aportación a la presión osmótica por parte de los compuestos fenólicos, los azúcares y las sales. De esta forma, se alcanza una densidad de flujo de permeado promedio de 47,17 L/h·m^2.

Los cálculos se desarrollan con detalle en el Anexo I y los resultados se muestran en la Tabla 17.

Tabla 17. Presión osmótica provocada por los principales compuestos presentes en la alimentación y en el permeado. Fuente: Elaboración propia.

Presión osmótica (bar)					
FRV 1			FRV 7,1		
Soluto	**Permeado**	**Alimento**	**Soluto**	**Permeado**	**Rechazo**
Glucosa	0,009	0,137	Glucosa	0,019	0,863
NaCl	0,103	0,624	NaCl	0,530	3,203
Tirosol	0,004	0,035	Tirosol	0,024	0,195
Suma	0,116	0,796	Suma	0,573	4,261
Gradiente de presión osmótica (bar)		0,689	Gradiente de presión osmótica (bar)		3,737
J_p (L/h·m^2)		64,43	J_p (L/h·m^2)		33,31
J_p promedio (L/h·m^2)			47,17		

La membrana comercial seleccionada para el tratamiento de la corriente de alimento es la NF270-440 de la casa comercial Dow Filmtec (Dow-Filmtec-Lenntech, n.d.). En la Tabla 18 aparecen las características de la membrana.

Tabla 18. Membrana comercial NF270-440 seleccionada para la etapa de nanofiltración. Fuente: (Dow-Filmtec-Lenntech, n.d.).

Membrana Dow Filmtec NF270-440	
Material	Poliamida
Tipo de módulo	Arrollamiento en espiral
Superficie activa (m^2)	41
Espaciador (mil)	28
Presión máxima de operación (bar)	41
Rango pH	3 -10
Temperatura máxima (°C)	45

La planta va a operar 21,3 horas diarias y 1,5 horas serán empleadas para su limpieza. En el Anexo I se muestran los cálculos necesarios para la obtención del área total de la instalación de membranas con arrollamiento en espiral. De acuerdo con los cálculos, se ha obtenido un área total de 82 m^2, por lo que son necesarios 2 módulos de membranas, los cuales se han colocado en serie (ver cálculos en el Anexo I). La Figura 41 representa la distribución de los módulos:

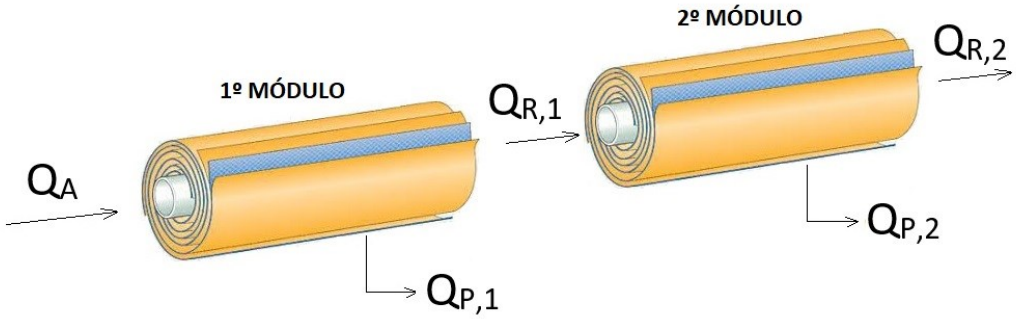


Figura 41. Distribución de los módulos de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

En la Tabla 19 aparecen los caudales de las corrientes que intervienen en cada módulo (calculados en el Anexo I).

Tabla 19. Caudal correspondiente para cada corriente de la planta de nanofiltración. Fuente: Elaboración propia.

DISEÑO 1º MÓDULO	
Q_A (m^3/h)	4,50
$Q_{P,1}$ (m^3/h)	1,93
$Q_{R,1}$ (m^3/h)	2,57

DISEÑO 2º MÓDULO	
$Q_{R,1}$ (m^3/h)	2,57
$Q_{P,2}$ (m^3/h)	1,93
$Q_{R,2}$ (L/h)	0,53

Una vez conocidos los caudales y la densidad de flujo necesarias para llevar a cabo el proceso, es necesario obtener la presión de entrada al módulo de membrana para diseñar la bomba que impulsa el extracto. Así pues, se obtiene una presión de entrada al módulo de 8 bares, y una presión de salida de 6 bares (cálculos en Anexo I). Una vez conocida la presión necesaria a la entrada de las membranas y el caudal que se debe impulsar, se selecciona la bomba más adecuada.

A continuación, en la Tabla 20 se muestra la composición química de las corrientes obtenidas:

Tabla 20. Caracterización de las corrientes tras el proceso de nanofiltración para un Factor de Reducción de Volumen (FRV) igual 7,1. Fuente: Elaboración propia.

Corriente	Color	Polifenoles (mg/L)	DQO (g/L)	ST (mg/L)	Conductividad (mS/cm)
Alimentación	1,23	0,20	1,99	4,47	1,17
Rechazo	8,66	1,10	9,36	28,05	5,99
Permeado	0,01	0,14	0,78	0,6	0,99

Del proceso de nanofiltración se obtiene una corriente de permeado con una concentración de materia orgánica muy reducida, lo que implica un alto grado de purificación por parte de la membrana de nanofiltración. En contrapunto, el valor obtenido para la corriente de rechazo para cada parámetro es elevado, ya que el proceso de nanofiltración se realiza a concentración.

La obtención de la corriente de permeado con niveles tan bajos de materia orgánica permite su reutilización para la limpieza de maquinaria u otras tareas recurrentes de la planta industrial.

8.3.2. Diseño de los depósitos de alimento, rechazo y permeado.

- <u>Depósito de alimentación</u>

El depósito de alimentación D1 de la planta de nanofiltración corresponde al depósito diseñado en la etapa de ultrafiltración para recoger el permeado obtenido, por tanto, ya ha sido diseñado previamente (Rojo-Adalid et al., 2021). El depósito contendrá un volumen total de 96 m^3 al día de alimento a tratar. Puesto que el margen de seguridad es de un 20 % adicional, el volumen final del tanque es 120 m^3. El depósito contará con sensores de nivel y una válvula de regulación a la salida que permita el paso del fluido.

El depósito escogido es de Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio (PRFV) de la marca Dimasa Grupo (ficha técnica adjuntada en el Anexo II). Se trata de un depósito vertical con 4 patas, con

un diámetro de 4 m y una altura de 9,5 m. Cuenta con dos entradas en la región superior del tanque, una dedicada a la entrada de la alimentación, y otra para la limpieza (con instalación de boquillas rociadoras que permitan una limpieza efectiva del tanque). En la zona inferior del tanque tiene una salida para el paso del fluido regulado mediante una válvula de regulación.

- Depósito de permeado

Diariamente, se obtiene un volumen total de permeado V_p = 82,35 m^3 (calculado en el Anexo I). Por tanto, se necesita un depósito que permita acumular dicho volumen más un margen del 20 % de seguridad. El volumen del depósito real viene dado por la Ecuación 15:

$$V_{D.i} = V_i \cdot 1{,}2 \qquad Ecauación\ 15$$

Siendo,

$V_{D,i}$: Volumen real del depósito de permeado o rechazo.

V_i: Volumen teórico del depósito de permeado o rechazo.

Por tanto, de la Ecuación 15, el volumen real necesario para el depósito de permeado es el siguiente:

$$V_{D.p} = V_p \cdot 1{,}2 = 82{,}35 * 1{,}2 = 98{,}82\ m^3 \rightarrow 100\ m^3$$

El depósito D2 contará con sensores de nivel y una válvula de tres vías que permita la salida por un lado de la conducción del permeado, y por otro, de la disolución de aclarado.

El depósito escogido, al igual que para el del alimento, es de Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio (PRFV) de la marca Dimasa Grupo (ficha técnica adjuntada en el Anexo II). Se trata de un depósito vertical con 4 patas, con un diámetro de 4 m y una altura de 8 m. Cuenta con una entrada en la región superior del tanque, conectada directamente a la salida del permeado procedente de la planta de nanofiltración. En su región inferior cuenta con un conducto de salida conectado a una válvula de tres vías.

- Depósito de rechazo

La corriente concentrada en polifenoles se recoge en el depósito D3, que acumula la corriente de rechazo procedente de los módulos de membrana de nanofiltración. Tras el paso de la corriente por los dos módulos en serie, durante las 29 h (tiempo de operación calculado en el Anexo I) se obtiene un volumen total de rechazo V_R = 13,45 m^3 (calculado en el Anexo I) Por tanto, se necesita un depósito que permita acumular dicho volumen más un margen de seguridad del 20 %. El volumen del depósito real se obtiene a partir de la Ecuación 15:

$$V_{D.R} = V_R \cdot 1{,}2 = 13{,}45 * 1{,}2 = 16{,}14\ m^3 \rightarrow 16{,}5\ m^3$$

El depósito de rechazo, al igual que para el de permeado, contará con sensores de nivel y una válvula de tres vías a la salida que permita separar la corriente concentrada en polifenoles de la corriente de limpieza.

El depósito escogido es de Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio (PRFV) de la marca Dimasa Grupo (ficha técnica adjuntada en el Anexo II). Se trata de un depósito vertical con 4 patas, con un diámetro de 2,5 m y una altura de 4,2 m. Cuenta con una entrada en la región superior del tanque, conectada directamente a la salida del rechazo procedente de la planta de nanofiltración. En su región inferior cuenta con un conducto de salida conectado a una válvula de tres vías.

8.3.3. Diseño de las conducciones.

Las conducciones con las que cuenta la planta industrial están fabricadas en acero inoxidable 316L. La Figura 42 muestra un diagrama de flujo de las conducciones que intervienen en la planta industrial, junto a los codos y las válvulas de 3 vías, responsables de las pérdidas de carga.

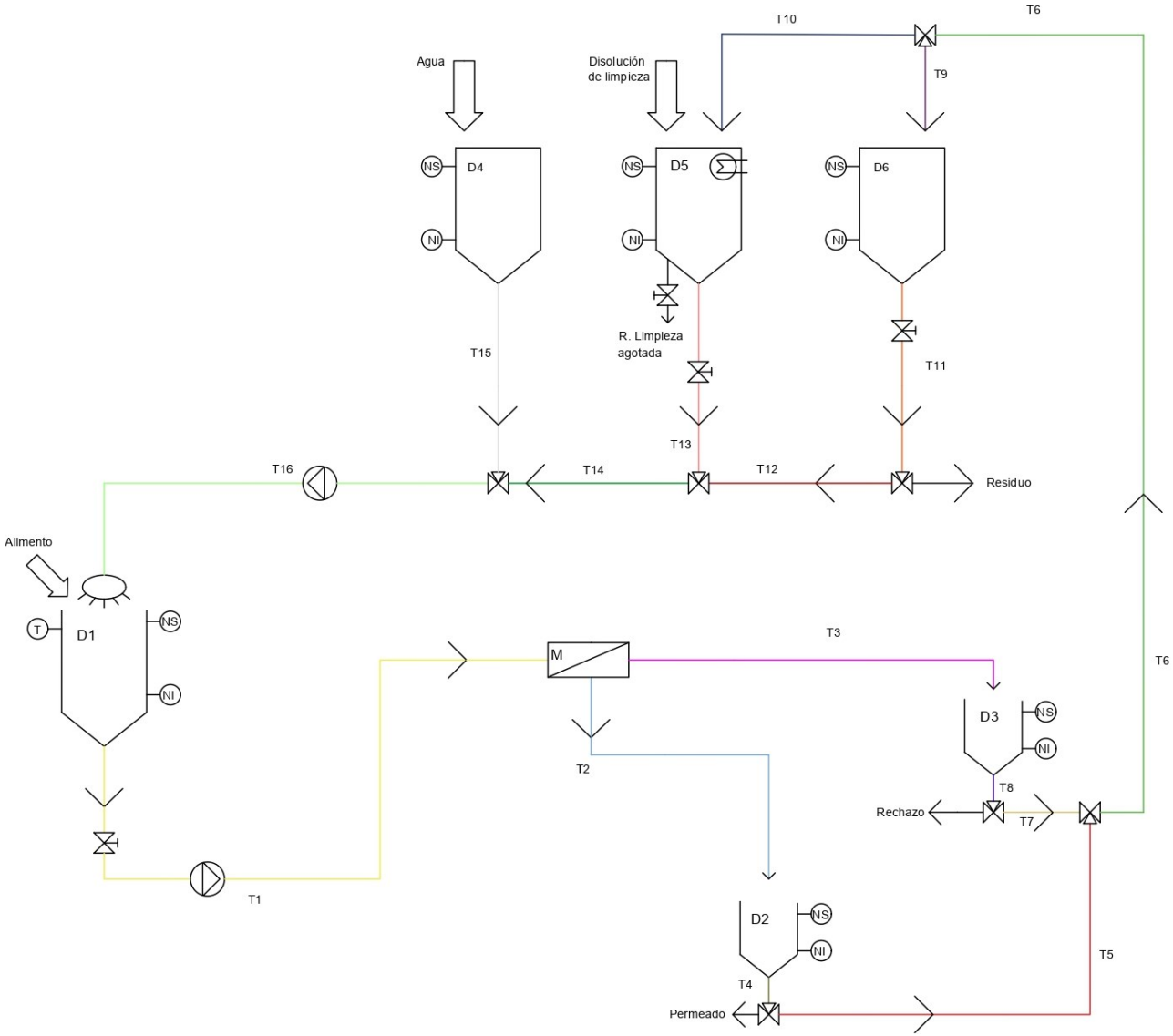


Figura 42. Esquema de la distribución de tuberías en la planta industrial. Fuente: Elaboración propia.

Para diseñar las conducciones se parte del caudal que circula por cada tubería, y la velocidad de circulación del fluido. La velocidad se establece como 1,5 m/s, ya que se trata de fluidos con una densidad similar a la del agua (McCabe et al., 1991).

Por otro lado, el caudal que circula por ellas va a venir dado por el caudal que es necesario alimentar a la membrana, así como por el caudal de las corrientes de rechazo y permeado obtenidas.
La relación entre el caudal y la velocidad viene dada por la siguiente Ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \qquad Ecuación\ 16$$

Siendo,

D: Diámetro de la conducción necesario en función del caudal y la velocidad del fluido que la atraviesa.

Q: Caudal que circula a través de la conducción.

v: velocidad del fluido que atraviesa la conducción.

Una vez conocido el diámetro teórico de cada conducción, se obtiene el diámetro real a partir de la tabla comercial de conducciones donde especifica sus medidas (Anexo II). Tras conocer los diámetros reales, se recalcula la velocidad de circulación del fluido. La Tabla 21 recoge los datos obtenidos.

Tabla 21. Diámetro de las conducciones. Fuente: Elaboración propia.

Tubería	$v_{teórica}$ (m/s)	Q (m^3/s)	$D_{teórico}$ (mm)	DN (mm)	D_{real} (mm)	v_{real} (m/s)
T1	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T2	1,5	0,00109	30,42	32	38,4	0,94
T3	1,5	0,000161	11,69	10	14,2	1,02
T4	1,5	0,00109	30,42	32	38,4	0,94
T5	1,5	0,00109	30,42	32	38,4	0,94
T6	1,5	0,001251	32,59	32	38,4	1,08
T7	1,5	0,000161	11,69	10	14,2	1,02
T8	1,5	0,000161	11,69	10	14,2	1,02
T9	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T10	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T11	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T12	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T13	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T14	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T15	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08
T16	1,5	0,00125	32,57	32	38,4	1,08

Seguidamente, tras caracterizar las conducciones, se obtienen las pérdidas de carga totales que se producen en cada una de ellas y el volumen muerto. Estos cálculos aparecen explicados en el Anexo I.
En la Tabla 22 vienen caracterizadas las conducciones.

Tabla 22. Características de las conducciones. Fuente: Elaboración propia.

Tubería	L (m)	Accesorios	h_{perd} (m)	V_{muerto} (m^3)
T1	2	1 codo y 1 válvula de compuerta	0,1913	0,1206
T2	10	3 codos	0,5689	0,6032
T3	7	3 codos	0,9598	0,1561
T4	0,5	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,1163	0,0302
T5	7	1 codo	0,2846	0,4222
T6	15	2 codos	0,6950	0,9048
T7	0,4	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,1405	0,0089
T8	0,5	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,1497	0,0112
T9	0,5	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,1196	0,0302
T10	6	1 codo	0,2983	0,3619
T11	0,5	1 válvula de compuerta	0,0384	0,0302
T12	6	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,2983	0,3619
T13	0,5	1 válvula de compuerta	0,0392	0,0302
T14	6	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,2983	0,3619
T15	0,5	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,1196	0,0302
T16	15	3 codos	0,7975	0,9048

Una vez conocidas las pérdidas de carga producidas por cada tubería, se puede diseñar la bomba necesaria para la impulsión del extracto al módulo de membranas.

8.3.4 Diseño de las bombas.

- Bomba B1

La bomba B1 se encarga de bombear la corriente de alimento hacia el tubo de presión. La selección de la bomba dependerá del caudal a impulsar (4,5 m^3/h) y de la altura H_B que sea necesaria. La altura que debe vencer la bomba se calcula mediante la Ecuación de Bernoulli (Ecuación 17):

$$\frac{P_A}{\rho * g} + z_A + \frac{v_A^2}{2 \cdot g} + H_B = \frac{P_I}{\rho * g} + z_I + \frac{v_I^2}{2 \cdot g} + h_{perd} \qquad Ecuación\ 17$$

Siendo,

P_i: presión correspondiente en los puntos de aspiración (A) e impulsión (I).

ρ: densidad del fluido que circula.

g: aceleración de la gravedad.

z_i: cota de nivel de los puntos de aspiración (A) e impulsión (I).

v_i: velocidad del fluido en los puntos de aspiración (A) e impulsión (I).

H_B: altura que debe proporcionar la bomba.

h_{perd}: pérdidas de carga totales producidas por las pérdidas primarias (fricción entre el fluido y la tubería) y las pérdidas secundarias (válvulas, uniones en T y codos).

Sin embargo, puesto que se trabaja con unas velocidades de operación muy bajas, los términos cinéticos se pueden despreciar. Por tanto, la ecuación simplificada y agrupada viene dada por la ecuación 18:

$$H_B = \frac{P_I - P_A}{\rho * g} + z_I - z_A + h_{perd} \qquad Ecuación\ 18$$

En el caso de la bomba que impulsa el alimento, se considera que está a la misma cota que el tubo de presión, por tanto, la altura de la bomba se calcula de la siguiente manera:

$$H_B = \frac{P_I - P_A}{\rho * g} + h_{perd}$$

Finalmente, puesto que la presión en el punto de aspiración (P_A) equivale a cero, y la presión de entrada debe ser 8 bares ($P_I = P_{int}$) (calculado en el Anexo I), el término del diferencial de presión

será de 8 bares. El valor de h_{perd} viene dado por las pérdidas de carga totales ocasionadas para la T1.

Por tanto, se obtiene la siguiente altura:

$$H_B = \frac{P_I - P_A}{\rho * g} + h_{perd} = \frac{800000}{1000 * 9{,}81} + 0{,}19129 = 81{,}74\ m.c.a$$

La bomba escogida se trata de una centrífuga con una turbina de la casa comercial 'bohisa''. Sus características vienen dadas en la Tabla 23.

Tabla 23. Especificaciones técnicas de la bomba DL- PCM Delasco FC 30-2A. Fuente: (*Serie DL de PCM | Técnica de Fluidos | Equipos de Bombeo PCM*, n.d.)

Producto	FC 30-2A
Rango de temperaturas (°C)	-15 - 70
Presión máxima (bar)	10
Rango de caudales (m^3/s)	$1{,}22 \cdot 10^{-5} – 5{,}56 \cdot 10^{-3}$
Potencia nominal (kW)	7,5
Frecuencia (Hz)	50
Altura máxima (m)	96

- Bomba B2

La bomba B2 se encarga de impulsar el agua de red y la disolución de limpieza al tanque de alimento T1. Para el cálculo de la altura que debe vencer la bomba, se aplica el teorema de Bernoulli de la Ecuación 18. El proceso de limpieza se realiza a 2 bares, por tanto, la presión de entrada a la bomba es de 3 bares (calculada en el Anexo I). Las presiones y las velocidades correspondientes a la salida de cada tanque de limpieza y a la entrada del tanque de alimento son las mismas, por tanto, únicamente influye el incremento de cotas y las pérdidas de carga totales. Las pérdidas de carga totales son aportadas por las tuberías T11, T12, T13, T14 y T15.

h_{perd}: 1,22 m

Δz: 9,50 m

$$H_B = \frac{300000}{1000 * 9{,}81} + z_I - z_A + h_{perd} = 30{,}58 + 1{,}22 + 9{,}5 = 41{,}30\ m.c.a$$

La bomba escogida se trata de una centrífuga con una turbina de la casa comercial 'bohisa''. Sus características vienen dadas en la Tabla 24.

Tabla 24. Especificaciones técnicas de la bomba DL- PCM Delasco FC 25-2C. Fuente: (*Serie DL de PCM | Técnica de Fluidos | Equipos de Bombeo PCM*, n.d.)

Producto	FC 25-2C
Rango de temperaturas (°C)	-15 – 70
Presión máxima (bar)	10
Rango de caudales (m^3/s)	$1,22 \cdot 10^{-5} – 5,56 \cdot 10^{-3}$
Potencia nominal (kW)	1,5
Frecuencia (Hz)	50
Altura máxima (m)	46

8.3.5. Diseño del proceso de limpieza.

El diseño de un proceso de limpieza periódico permite limpiar las instalaciones de la planta industrial. Gracias a ello, se evita la obstrucción de las membranas de NF, y con ello, la pérdida de eficacia tras cada ciclo de operación.

Inicialmente, se hace un enjuague con agua de red (a temperatura ambiente, en ausencia de presión y una velocidad tangencial de 1,5 m/s, durante 15 minutos. La limpieza se lleva a cabo con una disolución 1 % v/v de P3-ultrasil 115 (detergente específico para membranas de la casa comercial ECOLAB) con un pH 12,48, en agua destilada. El proceso se realiza durante 60 minutos a una temperatura entre 35 – 40 °C, una velocidad tangencial de 1,5 m/s y una presión de 2 bares (Casas-Roncero et al., 2021). Transcurrido este tiempo, se realiza otro aclarado con agua de red a temperatura ambiente, en ausencia de presión y a una velocidad tangencial de 1,5 m/s durante 15 minutos.

El proceso de limpieza, tal y como se muestra en la Figura 43 está formado por tres depósitos que dosificarán, dos de ellos, el agua de aclarado y la disolución de limpieza, respectivamente y en el tercer tanque se recoge el agua tras el aclarado. Además del diseño de los depósitos, también se incluyen las conducciones y la bomba que impulsa la disolución de limpieza y el agua de aclarado.

Cuando la planta está en proceso de limpieza, tanto el agua de aclarado como la disolución de limpieza, circulan por todo el circuito completo, limpiando la planta industrial en su totalidad.

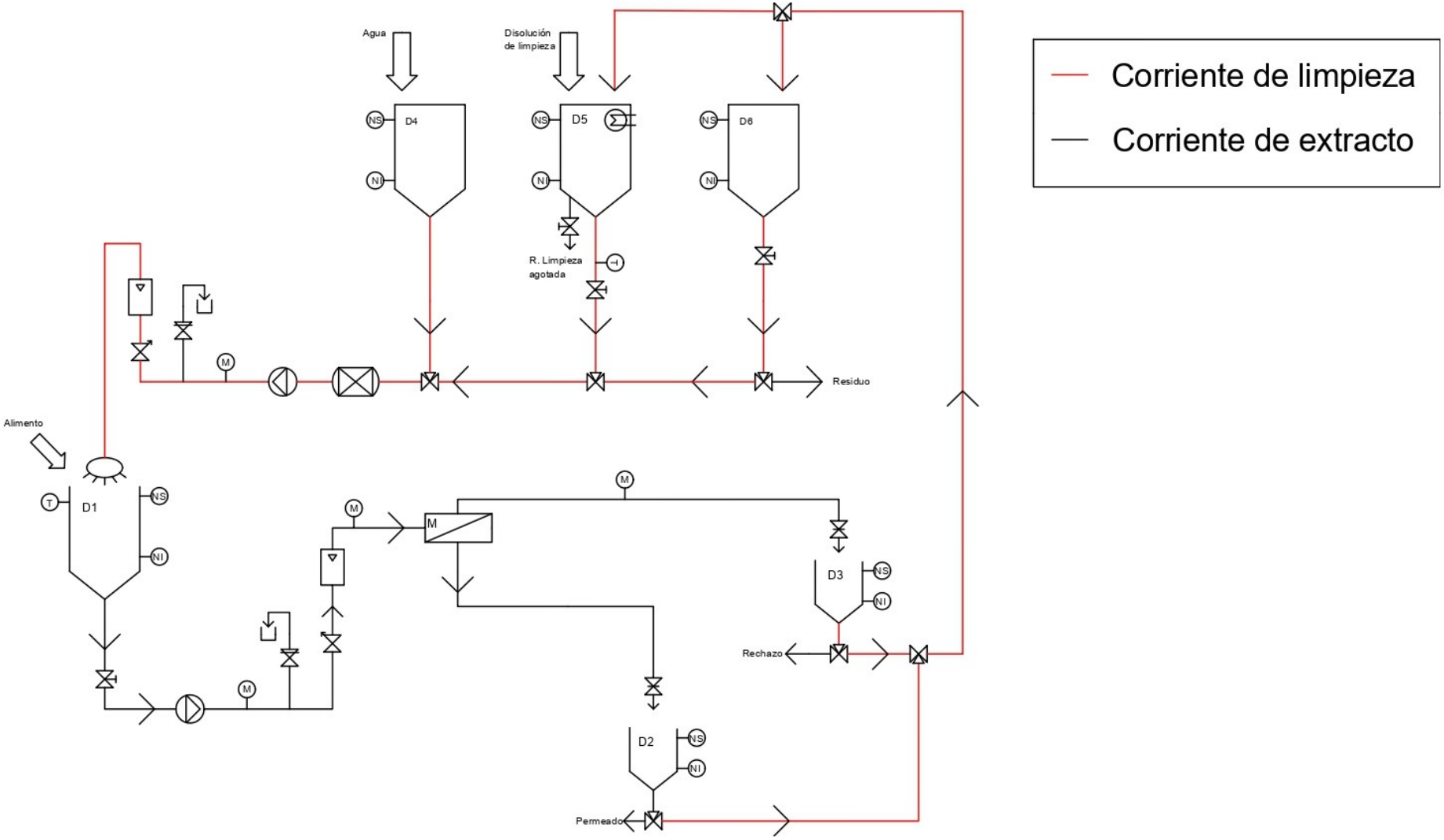


Figura 43. Esquema de la planta industrial junto al proceso de limpieza. Fuente: Elaboración propia.

El diseño de los depósitos necesarios para el proceso de limpieza se realiza a continuación:

- Depósito de disolución de limpieza:

El proceso de limpieza se realiza en circuito cerrado, por lo que es necesario conocer el volumen muerto de las tuberías y las membranas que conforman la planta industrial. Una vez conocido este volumen, se determina el volumen de depósito necesario para la disolución de limpieza teniendo en cuenta un margen de seguridad del 20 %.

Siendo el volumen muerto total 4 m^3 (calculado en el Anexo I), el volumen final requerido para un tanque de limpieza es el doble de volumen muerto, es decir 8 m^3, más un 20 % de seguridad. Por tanto, el volumen final para el tanque D5 es de 9,6 m^3. El volumen se redondea a 10 m^3.

Los accesorios necesarios para el depósito son: sensores de nivel (tanto inferior como superior), un intercambiador de calor para mantener la disolución entre 35 – 40 °C, un soporte de agitación para asegurar la homogenización y un termómetro para controlar la temperatura.

Así pues, el depósito seleccionado será de Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio (PRFV) de la marca Dimasa Grupo (ficha técnica en el Anexo II). Será diseñado en posición vertical con 4 patas, un diámetro de 2 m y una altura de 3,2 m. Contará en su región superior de dos entradas superiores, la primera dedicada a la recirculación del circuito y la segunda para introducir el volumen de agua o disolución de limpieza que se haya podido perder durante el proceso de limpieza. De igual forma, en su región inferior contará con un conducto que permita la salida de la disolución.

- Depósitos de aclarado:

El proceso de aclarado de la planta se realiza en circuito abierto, de forma que se alimenta agua de red directamente a todo el circuito continuamente desde el tanque D4. El agua procedente del aclarado se recoge en el tanque D6. El agua empleada para el primer enjuague de la planta corresponde a la recogida en el tanque D6 del segundo aclarado del ciclo anterior de limpieza. Por tanto, el volumen de ambos tanques será el mismo.

Para obtener el volumen necesario de cada tanque, se puede calcular a partir del caudal (equivale a 0,00125 m^3/h, tal y como se muestra en la Tabla 20) y del tiempo de aclarado (15 minutos), teniendo en cuenta un margen de seguridad del 20 %. A partir de la Ecuación 19, se obtiene el volumen real.

$$V_{real} = Q \cdot t \cdot 1{,}2 = 0{,}00125 \cdot 900 \cdot 1{,}2 = 1{,}35\ m^3 \ \approx \ 1{,}40\ m^3 \qquad Ecuación\ 19$$

Los depósitos únicamente requerirán de sensores de nivel (tanto inferior como superior). Ambos depósitos serán diseñados empleando Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio (PRFV) de la marca Dimasa Grupo (ficha técnica en el Anexo II). Se dispondrán en posición vertical con 4 patas, un diámetro de 1 m y una altura de 1,8 m. Contarán en su región superior de una entrada superior dedicada a la circulación del agua, y en su región inferior contarán con un conducto que permita la salida del agua.

CAPÍTULO 9. ESTUDIO ECONÓMICO

Es necesaria la realización de un estudio económico para analizar la viabilidad económica del proyecto. De esta forma, se puede obtener el beneficio del proyecto a nivel industrial mediante los gastos de inversión, la explotación de las instalaciones, sustancias empleadas, corriente de alimento y producto, y los ingresos.

La planta de nanofiltración está activa durante el tiempo de operación de las almazaras, es decir, durante 3 meses. El proceso industrial se lleva a cabo 5 días a la semana, 20 días al mes, y, por tanto, 60 días al año. Puesto que diariamente se tratan 95,85 m^3 del extracto, anualmente se purifican 5.751 m^3.

9.1. COSTES DE EXPLOTACIÓN

En primer lugar, se calculan los costes de explotación, tanto los variables (que incluyen el agua y energía, reposición de membranas, disolución de limpieza y mano de obra), como los costes fijos (correspondientes a la amortización de la planta industrial).

9.1.1 Costes variables

- Consumo de agua:

El consumo de agua de la planta viene dado por la limpieza de ésta, tanto para el enjuague de las instalaciones como para la preparación de la disolución.

Tal y como se ha comentado en el diseño, el agua empleada para los aclarados se alimenta de forma continua y en circuito abierto, ya que el tanque D4 se alimenta directamente de agua de red que se impulsa hacia el depósito de alimento D1. Además, el primer aclarado se realiza con el agua del segundo aclarado de la etapa de limpieza anterior, por tanto, en cada ciclo se introduce solo una vez agua de red al circuito. Sin embargo, en el primer ciclo de limpieza que se le realiza a la planta industrial, se introduce dos veces agua de red, ya que todavía no hay agua almacenada en el tanque D6. El volumen de agua necesario diariamente para el aclarado de la instalación corresponde al volumen del depósito de agua de red (sin tener en cuenta el margen de seguridad), es decir, 1,125 m^3 al día se necesita de agua de red. Para los 60 días de trabajo (más el ciclo del primer día), se obtiene un gasto total de 68,63 m^3.

La disolución de limpieza se reutiliza completamente durante los 5 días laborables. Si el volumen total del tanque es de 8 m^3 (sin tener en cuenta el sobredimensionado), en una relación 1 % v/v, se necesita un total de 7,92 m^3 de agua a la semana, por tanto, 95,04 m^3 anualmente.

El precio unitario del agua de red es 2,168 €/ m^3 (*Tus Tarifas | EMATSA*, n.d.). En la Tabla 25 queda agrupado el coste total de agua de red para cada actividad.

Tabla 25. Abastecimiento de agua de red y coste económico anualmente. Fuente: Elaboración propia.

Empleo del agua	Volumen (m^3/año)	Coste total (m^3/año)
Aclarado	68,63	148,78
Disolución de limpieza	95,04	206,05
COSTE TOTAL	163,67	354,83

Además del abastecimiento del agua de red, también debe tenerse en cuenta el tratamiento de aguas residuales. La primera corriente de agua residual previa a la disolución de limpieza, el agua residual procedente del primer aclarado y la disolución de limpieza agotada (tras utilizarla durante 5 días), son tratadas conjuntamente en una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR). Siendo el volumen total de aguas residuales de 163,67 m^3 y el precio unitario de 0,6866 €/ m^3 (*Tus Tarifas | EMATSA*, n.d.), el coste final es de 112,37 € anualmente.

Finalmente, el coste total del agua de red, incluyendo el tratamiento de aguas residuales, asciende a 467,20 € anuales.

- Consumo de energía:

El consumo energético depende directamente de la potencia necesaria para las bombas que conforman la instalación y de la energía necesaria por el intercambiador de calor encargado de calentar la disolución de limpieza.

El precio de tarifas de consumo a nivel industrial para una tarifa 3.1, con una potencia contratada inferior a 450 kW es de 0,1736 €/kW·h (*Precio KWh España 2022: Evolución, Tarifas y Comparativa*, 2022).

En la Tabla 26 aparece calculado el total de potencia empelada para cada elemento y el coste total.

Tabla 26. Abastecimiento de energía y coste económico anualmente. Fuente: Elaboración propia.

Empleo de energía	Potencia Nominal (kW)	Tiempo de operación (h/día)	Coste (€/día)	Coste total (€/año)
Bomba B1	7,5	21,3	27,74	1.663,96
Bomba B2	0,55	1,5	0,15	8,60

Intercambiador de calor	11,6	1	42,90	120,83
COSTE TOTAL				1.793,37

- Productos de limpieza:

Para el proceso de limpieza se emplea una disolución de P3-Ultrasil 115 en agua pura en una relación de 1 % v/v. El proceso de limpieza se realiza en circuito cerrado y se reutiliza durante 5 días. Puesto que el volumen del tanque de la disolución es de 8 m^3, el volumen teórico del detergente es el siguiente:

$$V_{teórico} = 8\ m^3 \cdot \frac{1\ mL\ ultrasil}{100\ ml\ disolución} \cdot \frac{60\ días}{5\ días} = 0{,}96 m^3$$

Sin embargo, se va a tener en cuenta un volumen adicional para compensar la disolución entre un ciclo de limpieza y el siguiente. Del volumen muerto total que se obtiene, se calcula el volumen adicional. Por tanto, la cantidad de producto necesaria se obtiene de la siguiente manera:

$$V_{ultrasil} = 4\ m^3 \cdot \frac{1\ mL\ ultrasil}{100\ ml\ disolución} = 0{,}04\ m^3$$

Puesto que el volumen muerto hace refería a un día, el volumen extra a añadir en los 60 días laborables de Ultrasil es 2,4 m^3.

Finalmente, el volumen total necesario se calcula como la suma del volumen teórico necesario más el volumen adicional.

$$V_{total_ultrasil} = 0{,}96 + 2{,}4 = 3{,}36\ m^3$$

Como el producto se compra por peso, y se conoce que la densidad relativa del producto de limpieza es de 1,35, se obtiene su densidad:

$$1{,}35 = \frac{\rho_{ultrasil}}{1.000 \frac{kg}{m^3}} \rightarrow \rho_{ultrasil} = 1.350\ \frac{kg}{m^3}$$

Y el volumen total necesario es igual a 3,36 m^3:

$$\rho_{ultrasil} = \frac{m_{ultrasil}}{V_{ultrasil}} \rightarrow m_{ultrasil} = 1.350\ \frac{kg}{m^3} \cdot 3{,}36\ m^3 = 4.536\ kg/año$$

El precio del producto de limpieza es de 4,53 €/kg, por lo que el coste total es de 20.548,08 €.

- Coste de mantenimiento:

Además del mantenimiento del operario de la empresa, se acuerda previamente con el fabricante de las membranas de nanofiltración un mantenimiento adicional para realizar revisiones periódicas, control del proceso, y corregir diversos problemas que puedan surgir.

Se considera un 7 % del coste del inmovilizado para un periodo de 12 meses (Peters et al., 2002). El coste del inmovilizado es igual a 60.474,30 €, por tanto, el coste de mantenimiento es igual a 4.233,21 €. Sin embargo, puesto que la planta únicamente está activa durante 3 meses al año, el coste anual es de 1.058,38 €.

- Reposición membranas de nanofiltración:

Con el paso del tiempo, las membranas de nanofiltración sufren un cierto desgaste debido a su empleo, contando con una vida útil media de aproximadamente 5 años. Sin embargo, puesto que operan durante 3 meses, la duración de estas será de unos 20 años. Por si acaso, se toma una medida más conservadora y se supone que se repondrán cada 15 años.

Puesto que se compran dos módulos de membrana, y cada uno tiene un valor de 242,86 €, el gasto de ambos es de 475,86 €, pero como se amortiza durante 15 años, el precio anualmente es de 32,39 € por ambos módulos. Sin embargo, se va a contar con una reposición extra por si hubiera algún problema con alguno de los dos módulos, por lo que el precio final anual es de 48,58 €.

- Mano de obra:

A pesar de que la planta de industrial dedicada a la concentración de polifenoles es relativamente pequeña, el tiempo operativo de la planta es de 21,3 horas más 1,5 horas dedicadas a su limpieza, por ellos, se decide contratar a un operario encargado de supervisar el proceso. Para asegurar un buen funcionamiento del proceso, se contrata un ingeniero químico que se encargue planificar el proceso, un operario de mantenimiento encargado de controlar, reparar, mantener y optimizar todos los equipos que estén en funcionamiento. Además, adicionalmente se contratada a un empleado encargado del trabajo administrativo de la planta a tiempo parcial. Todos los operarios trabajarán durante 3 meses al año. En la Tabla 27 se recoge el coste total anual de la mano de obra en base al salario base promedio mensual en España en 2022 de cada operario (los salarios se basan en la página web https://es.indeed.com/?r=us).

Tabla 27. Coste de la mano de obra. Fuente: Elaboración propia.

Mano de obra	Número de empleados	Salario bruto (€/mes)	Cantidad (h/semana)	Coste total (€/año)
Operario de planta	1	1.456	40	4.367

Ingeniero químico	1	2.550	40	7.650
Operario de mantenimiento	1	1.360	40	4.080
Administrativo	1	1.390	20	2.085
COSTE TOTAL				18.183

9.1.2. Costes fijos

Hacen referencia a la amortización de los equipos de la planta industrial. Se obtiene a partir del presupuesto total de ejecución por contrata (PEC) y con un plazo de amortización de las instalaciones industriales de 20 años (Ministerio de Hacienda y Función Pública, 2022).

Por tanto, el coste de amortización es de 4.698,37 €/año.

9.1.3. Resumen costes de explotación.

El resumen de los costes de explotación de la planta industrial se muestra en la Tabla 28.

Tabla 28. Costes de explotaciones totales. Fuente: Elaboración propia.

Tipo de coste	Concepto	Coste anual (€/año)
Costes variables	Consumo de agua y tratamiento de aguas residuales	467,20
	Consumo de energía	1.793,37
	Productos de limpieza	20.548,08
	Coste de mantenimiento	1.058,30
	Reposición de membranas de nanofiltración	48,58
	Mano de obra	18.183
Costes fijos	Amortización	4.698,37
COSTE TOTAL		46.796,89

9.2. INGRESOS DE EXPLOTACIÓN

Los ingresos que se obtienen a partir de la planta de nanofiltración se basan en la venta de la corriente enriquecida en polifenoles. Para calcular los ingresos que se obtiene, debe buscarse el precio de venta en el mercado de estos compuestos. Se decide seleccionar como producto de venta el suplemento "Enerzona Rx Polifenoles" de la marca Enerzona. Cada recipiente cuenta con un total de 24 cápsulas y cada capsula contiene 54 mg de compuestos fenólicos. El precio del recipiente es de 19,40 €, por cápsula 0,81 € y, por lo tanto, el precio por gramo es de 14,97 €.

Sin embargo, la venta del fabricante al comercia implica un 2 % inferior al precio de venta, por tanto, el fabricante ingresa 13,78 €/g de producto.

Durante un día laborable de la planta, se obtiene una corriente enriquecida en polifenoles a concentración a volumen de 13,45 m^3 procedentes de la corriente de rechazo. Tal y como se muestra en la Tabla 20 para las condiciones de operación de la planta, la concentración de polifenoles en la corriente de rechazo es de 1,10 g/L. Por tanto, se obtiene la siguiente cantidad de polifenoles durante los 3 meses en los que opera la planta:

$$Polifenoles = \frac{1{,}10\ g}{L} \cdot 13.453{,}59\ L \cdot 60\ días = 887{,}936\ kg/año$$

Sabiendo que el precio impuesto es de 13,78 €/g de producto, los ingresos totales ascienden a:

$$Ingresos\ anuales = 887.936{,}94 \frac{g}{año} \cdot 13{,}78 \frac{€}{g} = 12.235.771{,}03\ €/año$$

9.3. BENEFICIOS TOTALES

Para calcular los beneficios totales, se va a tener en cuenta el estudio económico y presupuesto de inversión de las etapas previas al proceso de nanofiltración. Puesto que en este proyecto únicamente se ha estudiado el balance económico para la etapa de nanofiltración, se debe añadir el coste económico de la etapa de extracción y ultrafiltración.

En primer lugar, los costes de explotación de la etapa de extracción y ultrafiltración se han estimado a partir del trabajo de fin de grado '' DISEÑO DE UN PROCESO DE ULTRAFILTRACIÓN COMBINADO CON EVAPORACIÓN PARA RECUPERAR POLIFENOLES DE UN EXTRACTO ACUOSO DE ALPERUJO DE 120 TONELADAS/DÍA''(Rojo-Adalid et al., 2021). Sin embargo, en dicho trabajo se consideran, para la obtención de una corriente concentrada de polifenoles, los procesos de extracción sólido-líquido, ultrafiltración y evaporación. Por tanto, la etapa de evaporación no se debe incluir en este balance.

A partir de dicho trabajo se ha estimado que los costes de explotación anuales de las etapas previas (extracción sólido-líquido y ultrafiltración) son de 183.850,51 €, y el presupuesto de la inversión de dichas etapas asciende a 11.041.553,22 € (obtenido a partir de los costes de explotación y presupuesto del proyecto mencionado, sin contar con la instalación dedicada al

evaporador) (Rojo-Adalid et al., 2021). La inversión inicial de la planta de nanofiltración es de 118.248,42 €, de acuerdo con el presupuesto del presente trabajo.

Con todo ello, el beneficio bruto anual se puede calcular a partir de los ingresos y los costes totales según la Ecuación 20.

$$Beneficio\ bruto = Ingresos\ anuales - cotes\ totales \qquad Ecuación\ 20$$

Los ingresos anuales corresponden a los calculados en el apartado 9.2.

$$Beneficio\ bruto = 12.235.771{,}03 - (46.796{,}89 + 183.850{,}51) = 12.005.123{,}03\ €/año$$

El beneficio neto anual se obtiene restando el 21 % correspondiente al impuesto de los beneficios brutos anuales, tal y como se muestra en la Ecuación 21.

$$Beneficio\ neto = Beneficio\ bruto - Beneficio\ bruto \cdot 0{,}21 \qquad Ecuación\ 21$$

$$Beneficio\ neto = 12.005.123{,}03 - 2.521.075{,}96 = 9.484.047{,}67\ €/año$$

El periodo de recuperación de la inversión inicial es, según la Ecuación 23:

$$Periodo\ de\ recuperación = \frac{Inversión\ inicial}{Beneficio\ neto} \qquad Ecuación\ 23$$

$$Periodo\ de\ recuperación = \frac{11.041.553{,}22 + 118.248{,}42}{9.484.047{,}67} = 1{,}177 \approx 1{,}18\ años$$

CAPÍTULO 10. CONCLUSIONES

A continuación, se agrupan las conclusiones más relevantes de este proyecto de investigación:

- ✓ A partir del proceso de ultrafiltración, con unas condiciones de operación de 2,5 bares, una velocidad tangencial de 1,5 m/s, y empleando la membrana '' TRISEP DS UH030 8338-46',' se obtuvo una corriente de permeado con un rechazo a los polifenoles del 18,31 % para un FRV igual a 1,7, empleada para el proceso posterior de nanofiltración. Al tratarse de un rechazo pequeño en comparación con el obtenido para la DQO (89,15 %), en esta etapa se obtiene una corriente de permeado enriquecida en polifenoles.
- ✓ En la etapa de nanofiltración se ha observado que al aumentar la presión transmembranal ejercida sobre la membrana aumenta la densidad de flujo de permeado de acuerdo a la ley de Darcy. Sin embrago, al aumentar la presión de 7 a 9 bares, la densidad de flujo de permeado no aumenta debido a la formación de capa gel sobre la membrana.
- ✓ En la etapa de nanofiltración también se ha se observado que el aumento de la presión sobre la membrana provoca un aumento del rechazo a los diferentes compuestos, lo que concuerda con lo esperado. El rechazo a la DQO para 7 bares es de 79,01 %, y respecto al rechazo a los polifenoles se ha obtenido 87,71 %. El rechazo a los sólidos totales ha sido de un 93,71 %, y el rechazo al color ha sido del 99,58 %. Por último, el rechazo a la conductividad ha sido del 83,45 %. A partir de los elevados rechazos obtenidos, se concluye que la membrana NF270 resulta adecuada para la obtención de una corriente enriquecida en compuestos polifenólicos mediante un proceso de nanofiltración.
- ✓ Finalmente, la presión seleccionada para la optimización del proceso de nanofiltración ha sido a 7 bares, siendo la presión que permitía un mayor rechazo a los compuestos poifenólicos, además de una mayor densidad de flujo de permeado. Puesto que los resultados experimentales obtenidos para 9 bares son semejantes a 7 bares, a nivel económico e industrial, es conveniente escoger como presión óptima 7 bares.
- ✓ Por medio del modelo de Spiegler-Kedem ha sido posible estimar la densidad de flujo de permeado promedio, considerando un FRV final de 7,1, la cual resultó ser de 47,17 L h^{-1} m^{-2}.
- ✓ Para un caudal de permeado de UF de 95,85 m^3/día, el área de membrana necesaria resultó ser de 82 m^2, por lo que se han considerado dos membranas NF270-440 de arrollamiento en espiral de la casa comercial DOW FILMTEC, con una superficie activa por módulo de 41 m^2, las cuales se disponen en serie dentro de un tubo de presión.
- ✓ Como resultado del proceso, para unas condiciones de FRV final igual a 7,1 y una presión transmembranal igual a 7 bares, se obtiene una corriente enriquecida en compuestos fenólicos con un caudal de 631,93 L/h, y una concentración de polifenoles de 1,10 g/L. Por tanto, durante un día laborable se obtienen 14,80 kg, y en un año (equivale a 60 días operativos), un total de 887,94 kg de dichos compuestos.
- ✓ Se ha considerado el aprovechamiento de la corriente de permeado de la etapa de nanofiltración (con un caudal de 3.868,07 L/h), por su bajo contenido en materia orgánica (0,78 g/L), sólidos totales (0,6 mg/L), polifenoles (0,14 mg/L), color (0,01) y

conductividad (0,99 mS/cm), para la limpieza de maquinaria de la planta industrial o de la oliva a la entrada de la almazara.

- ✓ El aprovechamiento del alperujo para la obtención de un producto con interés industrial contribuye a una economía circular y, con ello, al desarrollo de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) de la Agenda de 2030.

Respecto a la viabilidad económica de la planta industrial, la inversión inicial únicamente de la planta de nanofiltración equivale a 118.248,42 €, sin embargo, hay que tener en cuenta la inversión de las etapas anteriores que ascienden a 11.041.553,22 € (Rojo-Adalid et al., 2021), resultando un total de 11.159.801,64 €. Los costes totales de explotación son 230.647,40 €, los ingresos anuales 12.235.771,03 €, el beneficio bruto es 12.005.123,03 €/año.

A partir del estudio económico, se calcula un periodo de recuperación de la inversión inicial de 1,18 años.

CAPÍTULO 11. BIBLIOGRAFÍA

ACEITE DE OLIVA. (n.d.). *Obtención del Aceite de Oliva - Aceite de Oliva*. Retrieved July 18, 2022, from https://www.aceitedeoliva.com/obtencion-aceite-de-oliva/

ACEITES DE OLIVA DE ESPAÑA. (2022). *Procesos de elaboración del aceite de oliva | Aceites de Oliva de España*. https://www.aceitesdeolivadeespana.com/procesos-de-elaboracion/

Alburquerque, J. A., Gonzálvez, J., García, D., & Cegarra, J. (2004). Agrochemical characterisation of "alperujo", a solid by-product of the two-phase centrifugation method for olive oil extraction. *Bioresource Technology*, *91*(2), 195–200. https://doi.org/10.1016/S0960-8524(03)00177-9

ASOLIVA. (n.d.). *ASOLIVA CLASIFICACIÓN*. S.f. Retrieved July 18, 2022, from http://www.asoliva.com/clasificacion

Astigarra-Espeita, E. (2020, February 19). *QUÉ SON LOS ODS Y POR QUÉ DEBES CONOCERLOS*. https://www.ekomodo.eus/blog/empresas-por-un-mundo-mejor/que-son-los-ods-y-por-que-son-tan-importantes/

Banias, G., Achillas, C., Vlachokostas, C., Moussiopoulos, N., & Stefanou, M. (2017). Environmental impacts in the life cycle of olive oil: a literature review. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, *97*(6), 1686–1697. https://doi.org/https://doi.org/10.1002/jsfa.8143

Berbel, J., & Posadillo, A. (2018). Review and Analysis of Alternatives for the Valorisation of Agro-Industrial Olive Oil By-Products. *Sustainability 2018, Vol. 10, Page 237*, *10*(1), 237. https://doi.org/10.3390/SU10010237

Bluegold. (2020). *Resumen de diferentes tipos de membranas para el tratamiento de agua*. Artículo Técnico. https://www.bluegold.es/comparativa-de-membranas-para-el-tratamiento-de-aguas/

Bueno-Férez, S., del Sancho-Sanz, C., García-Yuste, M., Garrido-Martínez, R., & Saorín-Guillamón, J. (2020). *GUÍA PRÁCTICA*.

Carbonell-Alcaina, C., Álvarez-Blanco, S., & Bes-Piá, A. (2017). *Recuperación de compuestos fenólicos contenidos en la salmuera residual del proceso de fermentación de las aceitunas de mesa mediante procesos de membrana: Combinación de la ultrafiltración y la nanofiltración*.

Casas-Roncero, I., Álvarez-Blanco, S., Vicent-Vela, M. C., & Sánchez-Arévalo, C. (2021). *ESTUDIO DEL EFECTO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN EN UN PROCESO DE ULTRAFILTRACIÓN DESTINADO A RECUPERAR COMPUESTOS FENÓLICOS CONTENIDOS EN LOS EXTRACTOS LÍQUIDOS DEL ALPERUJO*.

Cifuentes-Cabezas, M., Carbonell-Alcaina, C., Vincent-Vela, M. C., Mendoza-Roca, J. A., & 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. https://doi.org/10.1016/J.PSEP.2021.03.035

Cifuentes-Cabezas, M., Mendoza-Roca, J. A., Vincent-Vela, M. C., & Álvarez-Blanco, S. (2022). Management of reject streams from hybrid membrane processes applied to phenolic compounds removal from olive mill wastewater by adsorption/desorption and biological processes. *Journal of Water Process Engineering*, *50*. https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2022.103208

Consejo Oleícola Internacional - Unidad de Promoción y Economía - Departamento de Estudios Económicos y Estadísticas. (2022). *WORLD TRADE IN OLIVE OIL AND TABLE OLIVES*. https://www.internationaloliveoil.org/wp-content/uploads/2022/02/IOC-Imports-2021-22-1.html#intra-eu

Consejo Oleícola Internacional, R. A. M. y A. (2022). *Mercado del aceite de oliva y su consumo en el mundo - DirectodelOlivar.com*. https://www.directodelolivar.com/mercado-del-aceite-de-oliva/

Conversor de conductividad. (n.d.). Retrieved November 28, 2022, from https://www.lenntech.es/calculadoras/conductividad/conductividad.htm

Cuartas-Uribe, B., Alcaina-Miranda, M. I., & Soriano-Costa, E. (2005). *ESTUDIO DEL PROCESO DE NANOFILTRACIÓN PARA LA DESMINERALIZACIÓN DE LACTOSUERO DULCE*.

Dow-Filmtec-Lenntech. (n.d.). *DOW FILMTEC^{TM} NF270-400/34i Element Product Specifications DOW FILMTEC^{TM} Element Active Area Feed Spacer Thickness (mil) Permeate Flow Rate Typical Stabilized Salt Rejection (%) Minimum Salt Rejection (%) (ft 2) (m 2) (GPD) (m 3 /d)*. www.lenntech.com

filtec. (2015). *La problemática de las aguas residuales de almazaras*. https://www.depuradoras.es/blog/284_la-problematica-de-las-aguas-residuales-de-al

Flores Rafael. (2018). *Origen y expansión del cultivo del olivar*. https://www.aceitedejaen.es/blog/14-origen-y-expansion-del-cultivo-del-olivar

Francisco, J., González, R., Responsable, P., Luís, J., & Ruano, D. (2010). *Control Avanzado en Procesos Industriales de Microfiltración y Ultrafiltración tangencial*.

Fuqaha, A. H., & Friedl, A. (2014). OPTIMIZING THE NANOFILTRATION OPERATING CONDITIONS AS POST TREATMENT STEP IN THE GROUNDWATER DENITRIFICATION PROCESS. *Undefined*, *13*(9), 2417–2424. https://doi.org/10.30638/EEMJ.2014.270

Grupo Operativo SUBALMA - ASAJA Jaén. (2021). https://www.asajajaen.com/actualidad/grupo-operativo-subalma

J. Huesa Water Technology. (n.d.). *Ultrafiltración - J. Huesa Water Technology - Tratamiento de aguas*. Retrieved July 18, 2022, from https://jhuesa.com/tecnologias/ultrafiltracion

Lee, C., Chae, S. H., Yang, E., Kim, S., Kim, J. H., & Kim, I. S. (2020). A comprehensive review of the feasibility of pressure retarded osmosis: Recent technological advances and industrial efforts towards commercialization. *Desalination*, *491*. https://doi.org/10.1016/J.DESAL.2020.114501

Martínez Nieto. L., Hodaifa G., Rodríguez Vives. S., Giménez Casares J. A., Lozano Peña J. L., & Muñoz Como A. (2017). *UTILIZACIÓN DE LA REACCIÓN DE FENTON EN EL TRATAMIENTO*

DE AGUAS DE LAVADO DE ACEITE Y ACEITUNAS. https://docplayer.es/35516171-Utilizacion-de-la-reaccion-de-fenton-en-el-tratamiento-de-aguas-de-lavado-de-aceite-y-aceitunas.html

Mata-Sotres, J.-R., & Vázquez-Segovia, M. I. L.-C. (2014). *COMPARATIVA TÉCNICA, OPERATIVA Y FINANCIERA ENTRE UN SISTEMA DE VELOCIDAD VARIABLE Y UN TANQUE ELEVADO EN EL ABASTECIMIENTO DE AGUA POTABLE*.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, Peter. (1991). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. McGraw-Hill.

Ministerio de Hacienda y Función Pública. (2022, April 29). *Agencia Tributaria: 3.5.4 Tabla de amortización simplificada*. https://sede.agenciatributaria.gob.es/Sede/ayuda/manuales-videos-folletos/manuales-practicos/folleto-actividades-economicas/3-impuesto-sobre-renta-personas-fisicas/3_5-estimacion-directa-simplificada/3_5_4-tabla-amortizacion-simplificada.html

Muñoz-Guerrero, H. P., Vidal-Brotóns, D. J., & Barat-Baviera, J. M. (2010). *GESTIÓN MEDIOAMBIENTAL DE SALMUERAS DE DESALADO DE BACALAO. TRATAMIENTO MEDIANTE TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS*.

Naciones Unidas [UN]. (2015). *Objetivos y metas de desarrollo sostenible - Desarrollo Sostenible*. https://www.un.org/sustainabledevelopment/es/sustainable-development-goals/

Nazir, A., Khan, K., Maan, A., Zia, R., Giorno, L., & Schroën, K. (2019). Membrane separation technology for the recovery of nutraceuticals from food industrial streams. *Trends in Food Science & Technology*, *86*, 426–438. https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.tifs.2019.02.049

Ochando Pulido, J. M., & Martínez Férez, A. (2018). *Procedimiento para el tratamiento de residuos y obtención de subproductos de almazaras*. https://digibug.ugr.es/bitstream/handle/10481/66278/ES2634333B1.pdf?sequence=1&isAllowed=y

Oro del Desierto. (n.d.). *Aceite de oliva en el mundo, países productores y características diferenciadoras por país*. Retrieved July 18, 2022, from https://blog.orodeldesierto.com/aceite-de-oliva-en-el-mundo-pa%C3%ADses-productores-y-caracter%C3%ADsticas-diferenciadoras-por-pa%C3%ADs

Para Transición Ecológica Y El Reto Demográfico, M. la. (2022). *I. DISPOSICIONES GENERALES MINISTERIO PARA LA TRANSICIÓN ECOLÓGICA Y EL RETO DEMOGRÁFICO*. https://www.boe.es

Peters, M. S. , Timmerhaus, K. D. , & West, R. E. (2002). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (McGraw-Hill Professional., Ed.; 5th ed.).

Precio kWh España 2022: Evolución, Tarifas y Comparativa. (2022, October 18). https://tarifaluzhora.es/info/precio-kwh

Radu, A. I., van Steen, M. S. H., Vrouwenvelder, J. S., van Loosdrecht, M. C. M., & Picioreanu, C. (2014). Spacer geometry and particle deposition in spiral wound membrane feed channels. *Water Research*, *64*, 160–176. https://doi.org/10.1016/J.WATRES.2014.06.040

Reanga Química. (2020). *Aprovechamiento del Alperujo - Reanga Química*. https://www.reangaquimica.es/aprovechamiento-del-alperujo/

Ríos-Rojas, M. J., Hurtado-González, W. J., Sahid-Boy-Rangel, A. O., & González-Muñoz, M. P. (2021). *Modelización del mecanismo de modificación superficial de membranas poliméricas*.

Roca, M., Gallardo-Guerrero, L., & Gandul Rojas, B. (2017). *Metabolismo de carotenoides en el fruto del olivo y sus modificaciones en el procesado industrial*.

Rojo-Adalid, C., Vicent-Vela, M. C., Álvarez-Blanco, S., & Sánchez-Arévalo, C. (2021). *DISEÑO DE UN PROCESO DE ULTRAFILTRACIÓN COMBINADO CON EVAPORACIÓN PARA RECUPERAR POLIFENOLES DE UN EXTRACTO ACUOSO DE ALPERUJO DE 120 TONELADAS/DÍA*.

Roselló-Soto, E., Koubaa, M., Moubarik, A., Lopes, R. P., Saraiva, J. A., Boussetta, N., Grimi, N., & Barba, F. J. (2015). Emerging opportunities for the effective valorization of wastes and by-products generated during olive oil production process: Non-conventional methods for the recovery of high-added value compounds. *Trends in Food Science & Technology*, *45*(2), 296–310. https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.tifs.2015.07.003

Sánchez-Arévalo, C. M., Iborra-Clar, A., Vincent-Vela, M. C., & Álvarez-Blanco, S. (2022a). Exploring the extraction of the bioactive content from the two-phase olive mill waste and further purification by ultrafiltration. *LWT*, *165*, 113742. https://doi.org/10.1016/J.LWT.2022.113742

Sánchez-Arévalo, C. M., Iborra-Clar, A., Vincent-Vela, M. C., & Álvarez-Blanco, S. (2022b). Exploring the extraction of the bioactive content from the two-phase olive mill waste and further purification by ultrafiltration. *LWT*, *165*, 113742. https://doi.org/10.1016/J.LWT.2022.113742

Sánchez-Arévalo, C. M., Jimeno-Jiménez, Á., Carbonell-Alcaina, C., Vincent-Vela, M. C., & 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. https://doi.org/10.1016/j.psep.2020.10.002

Sant Joan de Déu Barcelona - Hospital. (2015). *La aceituna | Guía metabólica*. https://metabolicas.sjdhospitalbarcelona.org/consejo/aceituna

Santafé-Moros, A., & Gozálvez-Zafrilla, J. M. (2010). *Design of a Flat Membrane Module for Fouling and Permselectivity Studies*.

Schock, G., & Miquel, A. (1987). Mass transfer and pressure loss in spiral wound modules. *Desalination*, *64*(C), 339–352. https://doi.org/10.1016/0011-9164(87)90107-X

Serie DL de PCM | Técnica de Fluidos | Equipos de bombeo PCM. (n.d.). Retrieved November 18, 2022, from https://www.tecnicafluidos.es/serie-dl-de-pcm-p-37-es

Singleton, V. L., Orthofer, R., & Lamuela-Raventós, R. M. (1999). [14] Analysis of total phenols and other oxidation substrates and antioxidants by means of folin-ciocalteu reagent. *Methods in Enzymology*, *299*, 152–178. https://doi.org/10.1016/S0076-6879(99)99017-1

Solís, C. A., Vélez, C. A., & Ramírez-Navas, J. S. (2017). Membrane technology: Ultrafi ltration Tecnologia de membrana: Ultrafi ltração. In *Entre Ciencia e Ingeniería*.

Sotto, A. (2008). *Aplicación de la tecnología de membranas de nanofiltración y ósmosis inversa para el tratamiento de disoluciones acuosas de compuestos fenólicos y ácidos carboxílicos*. http://hdl.handle.net/10115/4605

Souilem, S., El-Abbassi, A., Kiai, H., Hafidi, A., Sayadi, S., & Galanakis, C. M. (2017). Chapter 1 - Olive oil production sector: environmental effects and sustainability challenges. In C. M. Galanakis (Ed.), *Olive Mill Waste* (pp. 1–28). Academic Press. https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-805314-0.00001-7

Synder Filtration. (n.d.). *Tubular membranes*. Retrieved November 11, 2022, from https://synderfiltration.com/learning-center/articles/module-configurations-process/tubular-membranes/

Tomás-Barberán, F. A. (2003). *Los polifenoles de los alimentos y la salud*. *10*(2), 41–53.

Tsuru, T., Nakao, S., & Kimura, S. (1991). Calculation of Ion Rejection by Extended Nernst–Planck Equation with Charged Reverse Osmosis Membranes for Single and Mixed Electrolyte Solutions. *JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING OF JAPAN*, *24*(4), 511–517. https://doi.org/10.1252/jcej.24.511

Tus tarifas | EMATSA. (n.d.). Retrieved November 27, 2022, from https://www.ematsa.cat/es/tu-servicio/factura-y-tarifas/tus-tarifas/

Ultraschall-Reinigungsgerät ELMASONIC P 70 H, extra leise, mit Heizung | Pediando AG. (n.d.). Retrieved November 3, 2022, from https://www.pediando.ch/shop/product/5245-ultraschall-reinigungsgerat-elmasonic-p-70-h-extra-leise-mit-heizung-24264

Valencia, E., Ignacio, I., Sosa, E., Bartolomé, Martínez, & García. (2017). Vista de Polifenoles: propiedades antioxidantes y toxicológicas. *Revista de La Facultad de Ciencias Químicas*. https://publicaciones.ucuenca.edu.ec/ojs/index.php/quimica/article/view/1583/1238

Vera-Cabezas, L. M. (2009). *UNA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO PARA LA REUTILIZACIÓN DEL AGUA. LOS BIORREACTORES DE MEMBRANAS*. *XXIX*(3).

Vilar, J., & Pereira, J. E. (2018). International Olive Growing. Historical Dissemination, Strategic Analysis and Descriptive. *Fundación Caja Rural*.

Yang, X., Wang, R., Fane, A. G., Tang, C. Y., & Wenten, I. G. (2013). Membrane module design and dynamic shear-induced techniques to enhance liquid separation by hollow fiber modules: a review. *Desalination and Water Treatment*, *51*(16–18), 3604–3627. https://doi.org/10.1080/19443994.2012.751146

ANEXOS

ANEXO 1. DIMENSIONADO DE EQUIPOS

1.- Cálculo del flujo de permeado.

Para calcular el área de membrana necesaria, debe conocerse el valor de densidad de flujo de permeado en condiciones de cross-flow. Para ello se ha empleado la Ecuación 24, que corresponde al modelo de Spiegler-Kedem, el cual es ampliamente utilizado en el proceso de nanofiltración (Lee et al., 2020).

$$J_p = A \cdot \left(PTM - \sigma \cdot (\Delta\pi)\right) \qquad Ecuación\ 24$$

Donde,

A = permeabilidad de la membrana al agua, con un valor de 10,208 L/bar·h·m^2.

PTM = presión transmembranal con la que se está trabajando, que son 7 bares.

σ = coeficiente de reflexión, que corresponde al rechazo máximo que se produce en la membrana. Puesto que para 7 bares se han obtenido rechazos elevados a la materia orgánica, se asume un valor de 1.

Δπ = gradiente de presión osmótica. Se obtiene como la diferencia de la presión osmótica del rechazo menos la del permeado, tal y como se muestra en la Ecuación 25.

$$\Delta\pi = \pi_R - \pi_p \qquad Ecuación\ 25$$

Siendo,

π_A = presión osmótica de la corriente de rechazo.

π_p = presión osmótica de la corriente de permeado.

Para obtener la presión osmótica, debe tenerse en cuenta la aportación de cada soluto. Puesto que la presión osmótica es inversamente proporcional al peso molecular, únicamente las moléculas con menor peso molecular contribuirán notablemente a este valor. Así pues, se ha considerado lo siguiente:

Los solutos principales, tanto en la corriente de alimentación como en la corriente de permeado van a ser los azúcares (esencialmente glucosa), sales (NaCl) y compuestos fenólicos (Tirosol).

Para obtener la aportación de las sales a la presión osmótica, se emplea la Ecuación 26 (ecuación de Van't Hoff):

$$\pi = \frac{i \cdot R \cdot T \cdot [Soluto]}{PM} \qquad Ecuación\ 26$$

Donde,

i = coeficiente de disociación iónica, siendo 2 para la molécula de NaCl.

R = constante de los gases ideales, 0,082 L·atm/K·mol.

T = temperatura de trabajo en K, 298 K.

[Soluto] = concentración del soluto en la corriente (en masa/volumen).

PM = peso molecular de la sal, es decir, 58,4428 g/mol

En primer, se calcula el aporte de las sales a la presión osmótica para un FRV 1.

Para conocer el aporte de las sales, mediante la Ecuación 27 se transforma, en primer lugar, la conductividad en concentración de NaCl (*Conversor de Conductividad*, n.d.) :

$$\mathrm{TDS}\left(\frac{\mathrm{mg}}{\mathrm{L}}\right) = \Lambda\left(\frac{mS}{cm}\right) \cdot 640 \qquad Ecuación\ 27$$

Así pues, en función de la conductividad obtenida se puede conocer la concentración de NaCl y, posteriormente, su aportación a la presión osmótica.

Para FRV 1, la conductividad en el alimento y en el rechazo es la misma y, por tanto, también la concentración de sales, que equivale a 0,746 g/L. Para conocer la concentración de sales en el permeado se empleando la definición de rechazo, que corresponde a la ecuación 28:

$$C_P = C_A \cdot (1 - Rechazo\ global) \qquad Ecuación\ 28$$

Siendo,

C_P = concentración del permeado

C_A = concentración del alimento

Rechazo global a las sales = 0,84

Donde se obtiene que la concentración de sales en el permeado es de 0,123 g/L. Seguidamente se aplica la ecuación 17 para conocer la presión osmótica.

Para obtener la presión osmótica que aportan los compuestos fenólicos, conociendo la concentración de estos en el alimento (0,198 g/L), así como el coeficiente de rechazo a estos compuestos (0,88) se aplica la Ecuación 28 para conocer su concentración en el permeado. Se obtiene una concentración en el permeado de 0,198 g/L; finalmente, se aplica la Ecuación 26 para obtener la presión osmótica.

Respecto a la aportación de los azúcares, se asume que es todo glucosa y, en un trabajo previo, se ha observado que, para las condiciones del proceso, la corriente de alimento parte con una concentración de (1010 ± 12) mg/L (Sánchez-Arévalo et al., 2022)).

Además, se asume que el rechazo a los azúcares es análogo al de los sólidos totales, con un rechazo global del 93,5 %. Aplicando la Ecuación 28, se obtiene una concentración en el permeado de 0,103 g/L.

Tras conocer la concentración de glucosa, se obtiene su aportación a la presión osmótica según la Ecuación 29 propuesta por Kimura (Tsuru et al., 1991):

$$\pi_g = -\frac{R \cdot T}{V_w} \cdot \ln \frac{\frac{1000 - C_g}{M_w} - \frac{2 \cdot C_g}{M_g}}{\frac{1000 - C_g}{M_w} - \frac{C_g}{M_g}} \qquad \text{Ecuación 29}$$

Siendo,

V_w = Volumen molar del agua pura (18,03 m^3/kmol)

M_w = Peso molecular del agua (18,02 g/mol)

M_g = Peso molecular de la glucosa (180,16 g/mol)

C_g = Concentración de glucosa (g/L)

Así pues, la Tabla 29 muestras los valores obtenidos para un FRV 1

Tabla 29. Presión osmótica aportada por cada soluto para un FRV 1.

Presión osmótica FRV 1 (bar)		
Soluto	**Permeado**	**Alimentación**
Glucosa	0,009	0,137
NaCl	0,103	0,624
Tirosol	0,004	0,035
Suma	0,116	0,796
Gradiente presión osmótica (bar)		0,689

Finalmente, tras aplicar la Ecuación 24, se obtiene, para un FRV 1, una densidad de flujo de permeado de 64,43 L/h·m^2.

Para obtener la densidad de flujo de permeado para un FRV 7,1, la concentración en el rechazo, que corresponde a la corriente de alimentación para ese FRV, se obtiene mediante la Ecuación 30:

$$C_R = C_A FRV^{Rechazo} \qquad Ecuación\ 30$$

Para obtener la concentración en el permeado se aplica la Ecuación 28, y, seguidamente, la Ecuación 26 para calcular la presión osmótica. Así, se obtiene la Tabla 30:

Tabla 30. Presión osmótica aportada por cada soluto para un FRV 7,1.

Presión osmótica FRV 7,1 (bar)		
Soluto	**Permeado**	**Rechazo**
Glucosa	0,019	0,863
NaCl	0,530	3,203
Tirosol	0,024	0,195
Suma	0,573	4,261
Gradiente de presión osmótica (bar)		3,737

Aplicando la Ecuación 24, se obtiene una densidad de flujo de permeado de 33,31 L/h·m^2 para FRV 7,1.

Finalmente, se hace la media logarítmica entre ambas densidades de flujo de permeado y se obtiene J_P = 47,17 L/h·m^2.

2.- Diseño de los módulos de membrana.

La corriente de alimento para la etapa de nanofiltración corresponde al permeado de la ultrafiltración, con un caudal de 4,5 m^3/h (Rojo-Adalid et al., 2021). Se asume que para un FRV igual a 7,1 y un tiempo de operación de la planta de 21,3 h diarias (misma jornada laboral que las etapas previas), aplicando la Ecuación 5 se obtiene un permeado teórico de 3,866 m^3/h. Por tanto, a partir del caudal del permeado y la densidad de flujo de permeado, se obtiene el área total de membrana que se necesita aplicando la Ecuación 31:

$$A_T = \frac{Q_P}{J_P} \qquad Ecuación\ 31$$

Se obtiene A_T = 81,96 m^2.

La membrada empleada a escala laboratorio contaba con una superficie activa de 0,00472 m^2. Al no poder aplicarse a nivel industrial, debido a su pequeño tamaño, se emplea la membrana comercial NF270-440 de arrollamiento en espiral que cuenta con un área activa de 41 m^2 por módulo (Dow-Filmtec-Lenntech, n.d.)

Por tanto, al conocer el área de un módulo suministrada por el comercial, se puede estimar el número de módulos necesarios a partir de la Ecuación 32:

$$N^{\underline{o}}{}_{módulos} = \frac{A_T}{A_M} \qquad Ecuación\ 32$$

Se obtiene un número de módulos = 1,99 ≈ 2

Por tanto, el área total para el número de módulos es: $A'_T = A_M * N^{\underline{o}}{}_{módulos} = 82\ m^2$

Un caudal de permeado igual a: $Q'_P = A'_T * J_P = 3{,}868\ m^2/h$

De igual forma, se obtiene el tiempo de operación para los módulos estimados que va a ser muy similar al tiempo de operación establecido, ya que se obtiene un caudal de permeado por módulo muy cercano al teórico

$$t' = \frac{t * Q_P}{Q'_P} = \frac{21{,}3 * 3{,}866}{3{,}868} = 21{,}29\ h$$

A continuación, se calcula el caudal de alimentación para cada uno de los módulos que configuran el tubo de presión (Q_m), mediante la siguiente Ecuación:

$$Q_m = V_{tangencial} * S_{trans} \qquad Ecuación\ 33$$

Para una membrana con arrollamiento en espiral, la velocidad tangencial típica está comprendida entre 0,06 – 0,20 m/s de acuerdo con Radu et al., 2014.

Sin embargo, Fuqaha & Friedl, 2014 indican que, para módulos enrollados en espiral para la nanofiltración, se emplean velocidades de hasta 0,030 m/s. Para seleccionar el número de módulos que se van a colocar en paralelo, se toma un valor intermedio, por ejemplo, 0,14 m/s

Para conocer la superficie transversal del módulo, se emplea la siguiente Ecuación 34:

$$S_{trans} = h * b * \varepsilon \qquad Ecuación\ 34$$

Siendo,

L = longitud de la membrana

H = altura del espaciador = 0,8636 mm

b = anchura de lámina de membrana

ε = porosidad del espaciador = 0,89

El valor de b, r, se obtiene a partir de la Ecuación 35 (Schock & Miquel, 1987):

$$b = \frac{A_M}{2L} \qquad Ecuación\ 35$$

Mediante la información comercial que ofrece el catálogo del fabricante, se obtiene b:

$$b = \frac{A_m}{2 \cdot L} = \frac{41}{2 \cdot 1{,}016} = 20{,}18\ m$$

Por tanto, el valor del área transversal es: S_{trans} = 0,013 m^2

Seguidamente, se diseña las corrientes del primer módulo. La corriente de entrada al primer módulo corresponde al caudal de alimento de entrada, es decir, Q_A = 4,5 m^3/h. El caudal de permeado y de rechazo se obtienen de la siguiente manera:

$$Q_{P,1} = J_P * A_M = 1{,}93 \frac{m^2}{h}$$

$$Q_{R,1} = Q_A - Q_{P,1} = 2{,}57 \frac{m^2}{h}$$

Se comprueba que la velocidad tangencial para el primer módulo se encuentra dentro del intervalo 0,06 – 0,20 m/s (Radu et al., 2014) . Así pues, se obtiene la velocidad tangencial de la siguiente forma:

$$v_{tangencial} = \frac{Q_A}{S_{trans}} = 0{,}098\ m/s$$

Por tanto, se obtiene una velocidad tangencial con un valor dentro del intervalo especificado previamente.

Se considera que el segundo módulo se coloca en serie a continuación del primer módulo dentro del mismo tubo de presión. Seguidamente, se calculan las corrientes del segundo módulo. El caudal de entrada al segundo módulo corresponde a la corriente de rechazo del primer módulo, es decir, $Q_{R,1} = 2{,}57 \frac{m^2}{h}$.

El resto de las corrientes se obtienen de la misma manera que para el primer módulo.

$$Q_{P,2} = J_P * A_M = 1{,}93 \frac{m^2}{h}$$

$$Q_{R,2} = Q_A - Q_{P,2} = 0{,}63 \frac{m^2}{h}$$

Se comprueba que la velocidad tangencial para el segundo módulo se encuentra dentro del intervalo 0,06 – 0,20 m/s (Radu et al., 2014) . Así pues, se obtiene la velocidad tangencial para el segundo módulo de la siguiente forma:

$$v_{tangencial} = \frac{Q_{R,1}}{S_{trans}} = 0{,}06\ m/s$$

Por tanto, el cálculo de los caudales para cada módulo es correcto, ya que la velocidad tangencial entra dentro de los valores establecidos para módulos en espiral y procesos de NF.

Finalmente, se obtiene el volumen de permeado y rechazo que se obtiene durante una jornada laboral:

$$V_P = (Q_{P,1} + Q_{P,2}) \cdot t' = (1{,}93 + 1{,}93)\frac{m^2}{h} \cdot 21{,}29\ h = 82{,}35\ m^2$$

$$V_R = Q_{R,2} \cdot t' = 0{,}063\frac{m^2}{h} \cdot 21{,}29\ h = 13{,}45\ m^2$$

3.- Presión a la entrada y salida del tubo de presión.

Tal y como se ha comentado con anterioridad, la disposición de los módulos es en serie. La disposición de las membranas se observa en la Figura 44.

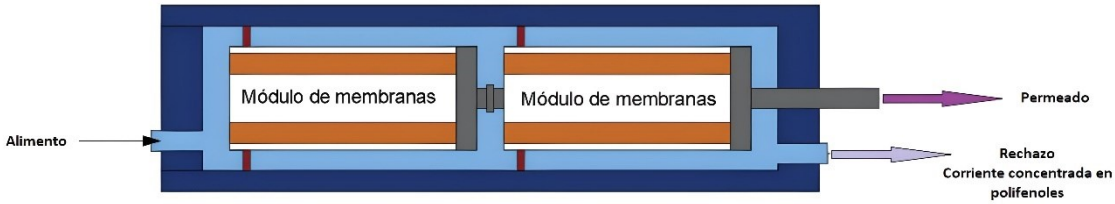


Figura 44. Disposición en serie de los módulos de membrana. Fuente: Elaboración propia.

Los dos módulos de membranas colocados en serie están conectados entre sí mediante el tubo de permeado. De esta forma, a la salida se obtiene el permeado global como una mezcla del permeado de cada módulo. La junta de rechazo de cada módulo (representada en color rojo en la figura) evita la mezcla del alimento con el rechazo de cada membrana, ya que, al estar colocadas en serie, el rechazo del primer módulo corresponde al alimento del siguiente. La zona que engloba las dos membranas se conoce como tubo de presión (azul oscuro).

La disposición en serie de los módulos provoca que las membranas no trabajen a la misma presión debido a la pérdida de carga de cada una de ellas. Por ello, para el cálculo de la presión a la entrada se debe tener en cuenta la pérdida de carga por módulo (dato procedente de la ficha técnica de la membrana NF270-440). Es posible conocer el valor de estas presiones a partir de la presión transmembranal, tal y como indica la Ecuación 36.

$$PTM = \frac{P_{in}+P_{out}}{2} - P_P \qquad Ecuación\ 36$$

Siendo,

P_{in} = Presión a la entrada de la membrana

P_P = Presión en el permeado a una atmósfera (equivale 0, ya que se trabaja con presiones manométricas)

P_{out} = Presión a la salida de la membrana, se calcula a partir de la Ecuación 37.

$$P_{out} = P_{in} - \Delta P \qquad Ecuación\ 37$$

Siendo,

ΔP: Pérdida de carga total procedente de los módulos de membrana, se calcula mediante la Ecuación 38:

$$\Delta P = P_{drop} * N^{\underline{o}}\ módulos \qquad Ecuación\ 38$$

P_{drop}: Pérdida de carga máxima por módulo indicada en la ficha técnica = 1bar.

Sustituyendo en la Ecuación 36, se obtiene que:

$$P_{in} = PTM + \frac{\Delta P}{2} = 7 + \frac{(1 * 2)}{2} = 8\ bares$$

Así pues, de la Ecuación 37 se obtiene la presión a la salida.

$$P_{out} = P_{in} - \Delta P = 8 - (2 * 1) = 6\ bares$$

Una vez conocida la presión necesaria a la entrada de las membranas, así como el caudal a la entrada del tubo de presión (4,5 m^3/h) se selecciona la bomba necesaria.

4.- Diseño de las conducciones. Pérdidas de carga y volumen muerto.

A la hora de diseñar las conducciones, debe tenerse en cuenta las pérdidas de carga que se producen, tanto pérdidas de carga principales como secundarias. Por otro lado, es necesario calcular el volumen muerto que se origina en cada conducción.

La obtención de las pérdidas de carga totales se explica en este apartado.

- <u>Pérdidas de carga principales.</u>

Las pérdidas de carga producidas a lo largo de las conducciones debido a la fricción entre el fluido y la tubería se calculan mediante la Ecuación 39, de Darcy-Weisbach:

$$h_{f_tub} = f * \frac{8 * L * Q^2}{g * D^5 * \pi^2} \qquad Ecuación\ 39$$

Siendo,

F = coeficiente de fricción.

L = Longitud de la tubería en m.

Q = el caudal volumétrico que circula por la tubería en m^3/s.

D = diámetro interior de la tubería en m.

El coeficiente de fricción se calcula a partir del número de Reynolds (Ecuación 40), conociendo así el tipo de flujo (turbulento o laminar):

$$R_e = \frac{4 * \rho * \mathrm{Q}}{\pi * D * \mu} \qquad Ecuación\ 40$$

Siendo,

P = densidad del fluido en kg/m^3.

μ = viscosidad dinámica del fluido en kg/m·s.

Tanto para las tuberías que transportan agua como el extracto (puesto que presenta una densidad y viscosidad similar), se considera una densidad a 25 °C de 997,13 kg/m^3 y una viscosidad dinámica de 8,91·10^{-4} kg/m·s. Sin embargo, puesto que la disolución de limpieza se utiliza a una temperatura de 35 °C, la densidad de agua correspondiente es de 994,76 kg/m^3 y la viscosidad dinámica 7,20·10^{-4} kg/m·s.

En función del número de Reynolds, el régimen de flujo se clasifica de la siguiente manera:

- Si R_e < 2000, se considera flujo laminar. El valor del factor de fricción se obtiene según la Ecuación 41:

$$f = \frac{64}{R_e} \qquad Ecuación\ 41$$

- Si R_e > 4000, se considera flujo turbulento. Para obtener el valor del factor de fricción se hace uso del ábaco de Moody (Figura 45), de Lamont y otros. Es necesario conocer la rugosidad relativa que presentan las tuberías, al estar construidas en acero inoxidable AISI 316L, su rugosidad absoluta (ε) equivale a 0,002 mm, la rugosidad relativa se tiene mediante la Ecuación 42:

$$Rug_{relativa} = \frac{\varepsilon}{D} \qquad Ecuación\ 42$$

Seguidamente, empleando la Figura 45 correspondiente al Ábaco de Moody se obtiene el factor de fricción.

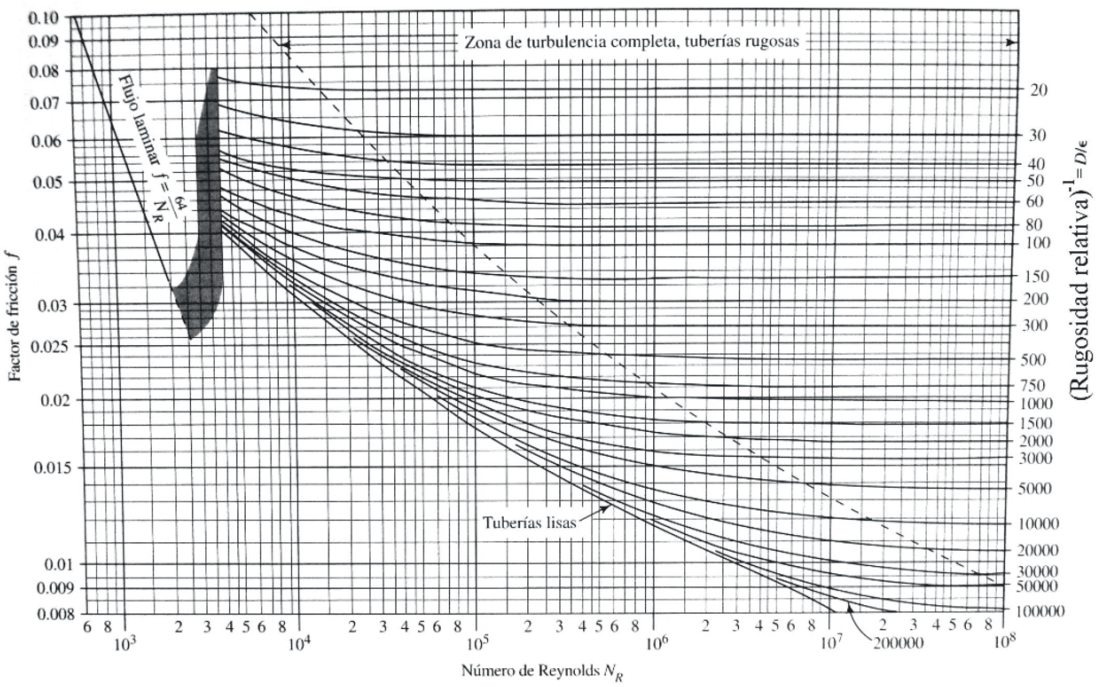


Figura 45. Ábaco de Moody. Fuente: (Mata-Sotres & Vázquez-Segovia, 2014).

Puesto que en todas las tuberías del diseño se obtiene un R_e > 4000, se considera flujo turbulento, y se obtiene la rugosidad relativa mediante el ábaco de Moody.

La Tabla 31 muestras las pérdidas de carga obtenidas para cada tubería:

Tabla 31. Pérdidas de carga producidas por la fricción del fluido en la tubería. Fuente: Elaboración propia.

Tubería	D (mm)	L (m)	R_e	$Rug_{relativa}$	f	h_{f_tub} (m)
T1	38,4	2	46383,44335	0,00005	0,021	0,06501
T2	38,4	10	40446,36260	0,00005	0,022	0,25893
T3	14,2	7	16155,54930	0,00014	0,025	0,64985
T4	38,4	0,5	40446,36260	0,00005	0,022	0,01295
T5	38,4	7	40446,36260	0,00005	0,022	0,18125
T6	38,4	8,5	46420,55010	0,00005	0,021	0,27673
T7	14,2	0,4	16155,54930	0,00014	0,025	0,03713
T8	14,2	0,5	16155,54930	0,00014	0,025	0,04642
T9	38,4	0,5	46383,44335	0,00005	0,021	0,01625
T10	38,4	6	46383,44335	0,00005	0,021	0,19503
T11	38,4	0,5	57263,08275	0,00005	0,020	0,01548
T12	38,4	6	46383,44335	0,00005	0,021	0,19503
T13	38,4	0,5	46383,44335	0,00005	0,021	0,01625
T14	38,4	6	46383,44335	0,00005	0,021	0,19503
T15	38,4	0,5	46383,44335	0,00005	0,021	0,01625

T16	38,4	15	46383,44335	0,00005	0,021	0,48757

- Pérdidas de carga secundarias.

Corresponden a las pérdidas producidas por los accesorios que forman parte de la conducción, es decir, codos y válvulas. Se calculan según la Ecuación 43.

$$h_{c_v} = \frac{k * v^2}{2 * \mathrm{g}} \qquad Ecuación\ 43$$

Siendo,

k = coeficiente adimensional dependiente del número de Reynolds, accesorio hidráulico y rugosidad relativa.

En el caso de los codos de 90°, se toma un valor de k = 0,9. Si se trata de una válvula de compuerta equivale a 0,2, y si es una válvula de tres vías con paso perpendicular se considera un coeficiente igual al de los codos. En caso de un paso recto, se considera nula la pérdida de carga.

La Tabla 32 muestras las pérdidas de carga obtenidas para cada accesorio de las tuberías:

Tabla 32. Pérdidas de carga producidas por los accesorios de las tuberías. Fuente: Elaboración propia.

Tubería	Accesorios	k	h_{c_v} (m)
T1	1 codo y 1 válvula de compuerta	1,1	0,12628
T2	3 codos	2,7	0,30995
T3	3 codos	2,7	0,30995
T4	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,9	0,10332
T5	1 codo	0,9	0,10332
T6	2 codos	1,8	0,20663
T7	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,9	0,10332
T8	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,9	0,10332
T9	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,9	0,10332
T10	1 codo	0,9	0,10332
T11	1 válvula de compuerta	0,2	0,02296
T12	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,9	0,10332

T13	1 válvula de compuerta	0,2	0,02296
T14	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,9	0,10332
T15	1 válvula de 3 vías en perpendicular	0,9	0,10332
T16	3 codos	2,7	0,30995

Finalmente, las pérdidas de carga totales vienen recogidas en la siguiente Tabla 33:

Tabla 33. Pérdidas de carga totales en cada tubería. Fuente: Elaboración propia.

Tubería	**h_{perd} (m)**
T1	0,19129
T2	0,56888
T3	0,95980
T4	0,11626
T5	0,28457
T6	0,48337
T7	0,14045
T8	0,14973
T9	0,11957
T10	0,29835
T11	0,03844
T12	0,29835
T13	0,03921
T14	0,29835
T15	0,11957
T16	0,79752

En conclusión, se obtiene unas pérdidas de carga totales de 4,91 m.

- <u>Volumen muerto total.</u>

El volumen muerto de las membranas se obtiene a partir de la sección transversal total multiplicada por el número de módulos y la longitud.

$$V = N^{\underline{o}}{}_{módulos} \cdot S_{trans} \cdot L = 2 \cdot 0{,}013 \cdot 1{,}016 = 0{,}026\ m^3$$

En el caso del volumen muerto de las tuberías se emplea la Ecuación 44.

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot L \qquad Ecuación\ 44$$

En la Tabla 34 se recoge el volumen muerto originado en cada tubería.

Tabla 34. Volumen muerto originado en cada tubería. Fuente: Elaboración propia.

Tubería	V_{muerto} (m^3)
T1	0,12064
T2	0,60319
T3	0,15614
T4	0,03016
T5	0,42223
T6	0,51271
T7	0,00892
T8	0,01115
T9	0,03016
T10	0,36191
T11	0,03016
T12	0,36191
T13	0,03016
T14	0,36191
T15	0,03016
T16	0,90478

Donde se obtiene un volumen total de las tuberías de 4,00 m^3.

5.- Cálculo de la presión de entrada de la bomba B2.

La bomba B2 se encarga de impulsar el agua de red y la disolución de limpieza al tanque de alimento D1. El proceso de limpieza se realiza a 2 bares, por tanto, debe de tenerse en cuenta para el diseño, puesto que se trata de la presión de salida de la bomba B2. A partir de la Ecuación 38 se obtienen las pérdidas por parte de las membranas, siendo un valor de ΔP = 1 bar. Por tanto, la presión a la entrada de la bomba se obtiene aplicando la Ecuación 36, obteniéndose un valor de 3 bares.

ANEXO II. CATÁLOGOS DE EQUIPOS

Depósitos para el almacenamiento

Depósitos de Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio (PRFV)

- **Gran resistencia química, mecánica y a los agentes de corrosión externos.**
- Su diseño y las materias primas utilizadas en el proceso de fabricación ofrecen a los depósitos **una fácil limpieza, una alta durabilidad, un nulo mantenimiento y una fácil reparación** ante una rotura.
- El Poliéster Reforzado con Fibra de Vidrio es un buen aislante térmico y eléctrico, al mismo tiempo que hace que os depósitos sean **ligeros y fácilmente transportables.**
- Dependiendo del producto a contener, la concentración y la temperatura, **utilizamos las materias primas más adecuadas** para cada fabricación.
- **Dimasa Grupo** fabrica todos sus depósitos según l**as normas de fabricación: UNE EN 13121-3:2010 y RTP1-2011.**
- Para realizar **el cálculo de espesos del tanque,** tenemos en cuenta: **volumen, densidad del producto, sismo, viento, nieve, causas vivas, causas externas y temperatura del producto.**

Con cada proyecto entregamos memoria de cálculo de tanque

Tanques de almacenamiento vertical

Fondo plano de pared simple

Fondo inferior plano y superior toriesférico plano o abierto.

Este tipo de depósito es de bajo coste económico.

Fondo verticales con patas

Depósitos verticales de superficie con fondo inferior toriésperico y superior toriesférico, plano o abierto.

Puede ser presentado con base de pies en acero al carbono, o con faldón de PRFV.

Depósitos horizontales

Para enterrar

Depósitos horizontales para enterrar, fabricados en PRFV con los dos fondos toriesféricos y aros de refuerzo en PRFV.

Estos equipos, pueden estar compartimentados y pueden diseñarse para ser una depuradora compacta con todos sus elementos internos.

De superficie

Dos fondos toriesféricos, aros de refuerzo en PRFV y cunas en PRFV o en acero al carbono.

Estos equipos, pueden estar compartimentados y pueden diseñarse para ser una depuradora compacta con todos sus elementos internos.

Características Técnicas:

- Capacidad entre 1.000 y 250.000 litros en una sola pieza.
- Diámetros 500, 800, 900, 1000, 1200, 1500, 1800, 2000, 2500, 3000, 3500 y 4000 mm.
- Los diferentes tipos de resina que podemos utilizar son: Ortoftálica, Isoftálica, Bisfenólicas y Vinilester.

Los depósitos de Dimasa grupo pueden ser personalizados con el color que elija el cliente y los accesorios siguientes:

- *Boca de hombre inferior / superior Dn-500 PN 0'2, 2'5, 6, 10, atornillada.*
- *Boca de hombre elíptica con puente, volante y tapadera en Inox. o en PRFV.*
- *Tubuladuras PRFV Din 2576.*
- *Anclajes de fijación al suelo.*
- *Orejas de elevación.*
- *Sistema de nivel visual en PVC transparente.*
- *Sistema de nivel visual mediante poleas.*
- *Detectores de nivel; de mínimo, de máximo y de fuga.*
- *Cuadro eléctrico con señal luminosa y acústica de fuga o nivel máximo.*
- *Venteo.*
- *Soporte de agitador.*
- *Rompeolas.*
- *Sistema de trazado eléctrico para mantener la temperatura.*
- *Serpentines en Inox.*
- *Soportes para tubería.*
- *Calorifugado mediante placas de poliuretanos recubierto de PRFV.*
- *Cunas en PRFV o en acero al carbono.*
- *Posibilidad de compartimentar en diferentes compartimentos.*
- *Posibilidad de montaje de diferentes elementos de depuración; difusores, eyectores, bombas, etc…*

DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE **FONDO CÓNICO CON PATAS**

Mod. DAFCP

APLICACIÓN

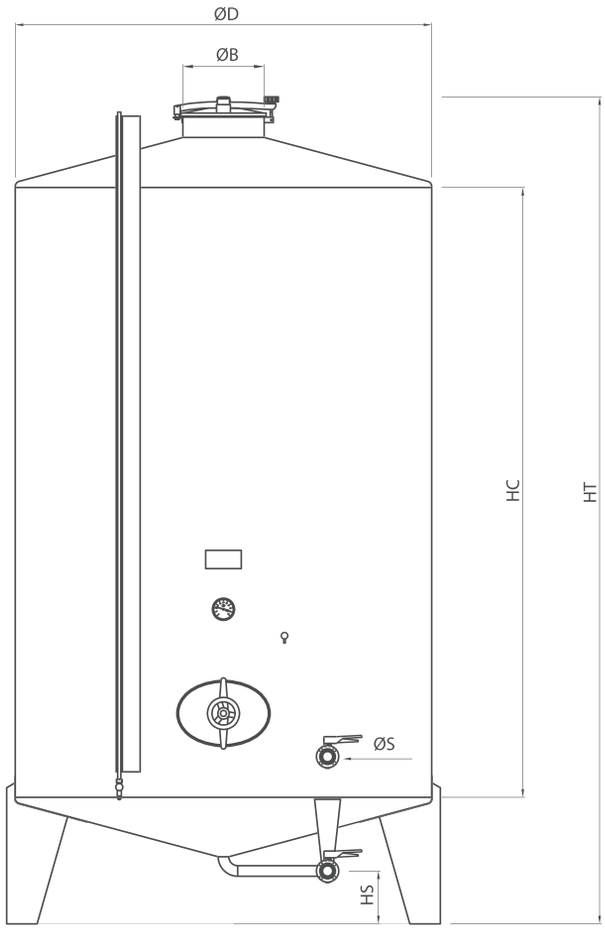
Almacenamiento y conservación de vinos, aguas minerales, aceites, sidras, zumos, refrescos y todo tipo de líquidos alimentarios.

CARACTERÍSTICAS

Construido en chapa de acero inoxidable, laminado en frío, calidad aisi 316, aisi 304 o combinado, superficies interiores y exteriores en el estado natural de la chapa 2b, con las soldaduras exteriores pulidas y las interiores lavadas y pasivadas.
Opcional soldaduras interiores pulidas.
Bajo pedido el acabado de la chapa puede ser de diversos tipos: pulido espejo BA, satinado, *spazzolato* o esmerilado en varios granos.

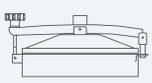
CAPACIDAD L.		DIMENSIONES						PATAS	PESO KG.
ÚTIL	TOTAL	ØD	HC	HT	HS	Ø S	Ø B		
100	106	440	625	1.219	250	1/2"	200	3	25
200	212	615	625	1.273	250	1/2"	300	3	34
250	269	640	750	1.405	250	1/2"	300	3	38
300	333	685	750	1.452	250	25	300	3	44
400	416	790	750	1.467	250	25	400	3	57
500	550	800	1.000	1.764	250	25	400	3	65
750	785	860	1.250	1.986	250	25	400	3	80
1.000	1.074	1.000	1.250	2.031	250	25	400	3	92
1.500	1.555	1.195	1.250	2.076	250	32	400	3	131
2.000	2.119	1.280	1.500	2.352	250	32	400	3	141
2.500	2.552	1.400	1.500	2.372	250	32	400	3	168
3.000	3.050	1.525	1.500	2.410	250	40	400	4	196
4.000	4.082	1.545	2.000	2.933	250	40	400	4	286
5.000	5.117	1.720	2.000	2.982	250	40	400	4	330
6.000	6.124	1.875	2.000	3.023	250	40	400	4	361
7.000	7.117	1.915	2.250	3.284	250	40	400	4	374
7.500	7.626	1.980	2.250	3.302	250	40	400	4	409
8.000	8.132	1.950	2.500	3.544	250	40	400	4	437
9.000	9.156	2.065	2.500	3.574	250	40	400	4	464
10.000	10.134	2.000	3.000	4.057	250	40	400	4	500
12.000	12.162	2.185	3.000	4.107	250	40	400	4	569
12.500	12.685	2.230	3.000	4.119	250	40	400	4	582
15.000	15.210	2.435	3.000	4.182	250	50	400	4	658
20.000	20.171	2.325	4.500	5.652	250	50	400	5	856
25.000	25.247	2.595	4.500	5.725	250	50	400	5	1.128
30.000	30.277	2.835	4.500	5.789	250	50	400	5	1.243
35.000	35.309	3.055	4.500	5.848	250	50	400	5	1.352
40.000	40.371	3.260	4.500	5.903	250	50	400	6	1.483
45.000	45.344	3.025	6.000	7.340	250	50	400	6	1.653
50.000	50.392	3.185	6.000	7.383	250	50	400	6	1.750
55.000	55.373	3.335	6.000	7.423	250	50	400	6	1.841
60.000	60.422	3.480	6.000	7.462	250	50	400	6	1.932

Consultar otras capacidades y dimensiones.
Todos los datos tienen únicamente carácter informativo.
Inoxdubra se reserva el derecho de introducir eventuales modificaciones en los modelos presentados sin previo aviso.

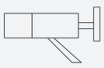


*En el peso de la tabla no está incluido el peso de la camisa.

ACCESORIOS


6 BOCA DE HOMBRE SUPERIOR CENTRAL Ø400

52 VÁLVULA DE DESAIREACCIÓN


59 GRIFO SACAMUESTRAS

62 TERMÓMETRO

5 BOCA DE HOMBRE INFERIOR OVALADA

38 APOYADO SOBRE PATAS TRONCO PIRAMIDALES

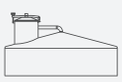
54 VÁLVULA DE MARIPOSA

46 OREJETAS DE ELEVACIÓN

60 TOMA PARA SONDA TERMOSTÁTICA

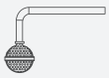
58 REGLETA DE NIVEL CON GRIFO DE PURGA

11 BOCA APERTURA EXTERIOR (420x310)


8 BOCA SUPERIOR MONTADA EN CÁMARA DE EXPANSIÓN

13 BOCA TIPO RIOJANA APERTURA EXTERIOR (450x750)

12 BOCA APERTURA EXTERIOR (530x410)


23 SISTEMA DE LIMPIEZA

7 BOCA DE HOMBRE SUPERIOR CENTRAL Ø300-1200

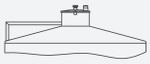
42 PATA TRONCO PIRAMIDAL CON PIE REGULABLE EN ALTURA

61 TOMA PARA TRANSMISOR DE NIVEL

2 ESCALERA CON QUITA MIEDOS

1 BARANDILLAS PERIMETRALES

4 PASARELA


3 SOPORTE PARA PASARELA

37 AGITADOR LATERAL PARA DIFERENTES APLICACIONES

36 AGITADOR VERTICAL PARA DIFERENTES APLICACIONES

55 VÁLVULA DE BOLA

37 AGITADOR LATERAL PARA DIFERENTES APLICACIONES

FC Series

50Hz ~3000 1/min

CENTRIFUGAL ELECTRIC PUMP WITH TWO OPPOSITE IMPELLERS

Elettropompe centrifughe monogiranti • Electrobombas centrifugas con una turbina • Électropompes centrifuges à une roue • Einstufige Elektrokreiselpumpen mit einem einzelnen Laufrad • Центробежные электронасосы с одним рабочим колесом

MATERIALS AND MAIN PARTS

Materiali e componenti principali • Materiales y componentes principales • Matériaux et principaux composantes • Materialen und hauptbestandteilen • материалы и основные компоненты

Pump body • Corpo pompa • Cuerpo bomba • Corps pompe • Pumpengehäuse • корпус насоса	**Cast iron** • Ghisa • Hierro fundido • Fonte • Gußeisen • Чугун	**EN-GJL-200**
Impeller • Girante • Impulsor • Turbine • Laufrad • Рабочие колёса	**Brass** • Ottone • Latón • Laiton • Messing • Латунь	
Shaft • Albero • Eje • Arbre • Welle • вал	**Stainless steel** • Acciaio inossidabile • Acero inoxidable • Acier inoxydable • Rostfreier Stahl • нержавеющая сталь	**AISI 420(1.4028)** **AISI 431(1.4057)**
Rubber parts • Parti in gomma • Juntas de caucho • Joints en caoutchouc • Bestandteile aus Gummi • Части из резины	**NBR**	
Mechanical seal • Tenuta meccanica • Cierre mecanico • Garniture mécanique • Механическое уплотнение • Mechanische Dichtung	**FC20-FC25: BVPFF** **FC30: Q1VEGG**	

OPERATING LIMITS

Limiti di funzionamento • Limites de empleo • Limites de fonctionnement • Betriebsgrenze • Рабочие Пределы

Temperature of pumped liquid • Temperatura liquido pompato • Temperatura del líquido bombeado • Témperature du liquid pompé • Temperatur des Foerdermediums • Температура перекачиваемой жидкости	**-15°C ÷ +70°C**
Maximum working pressure • Pressione massima di esercizio • Presión máxima de funcionamiento • Pression max. d'emploi Max. Betriebsdruck • Макс. рабочее давление	**10 bar**
Maximum ambient temperature • Temperatura massima ambiente • Temperatura ambiente máxima • Température ambiante maximale • Maximale Umgebungstemperatur • Максимальная температура окружающей среды	**+40°C**
Max Altitude slm • Max Altitudine slm • Max Altitud slm • Max Altitude snm (sur niveau mer) • Макс. высота (над уровнем моря) • Max. Hoehe u.b.M.	**1000 m**

MOTORS TECHNICAL FEATURES

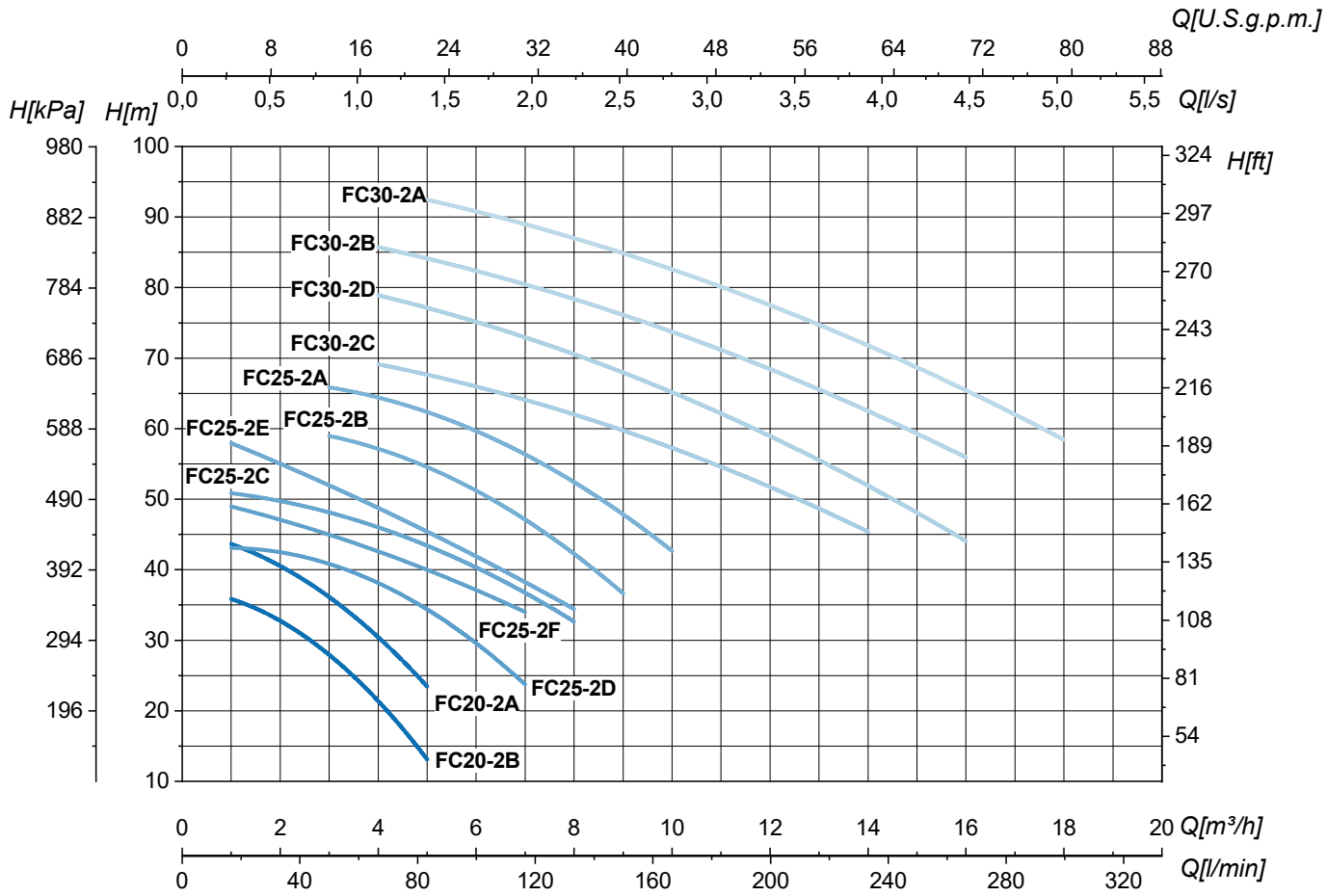
Caratteristiche tecniche motori • Características técnicas motores • Caracteristiques techniques des moteurs • Tecnischen daten der motoren • Технические характеристики двигателя

Insulation class • Classe di isolamento • Clase de aislamiento • Classe d'isolation • Класс изоляции • Isolierklasse	**F**
Degree of protection • Grado di protezione • Degré de protection • Grado de proteccion • Степень защиты • Schutzklasse	**Frame size 71-80: IP44** (IP55: Upon request) **Frame size 90~132: IP55**
Standard voltages • Tensioni standard • Votajes estandard • Tensions standard • Standardspannungen • Стандартные напряжения	**1~: 230V** **3~ ≤4 kW: 230/400V (Δ/Y)** **3~ ≥5,5 kW: 400/690V (Δ/Y)**
Motors suitables for use with frequency converter (inverter) • Motori idonei all'uso con variatore di frequenza (inverter) • Motores adecuados par la aplicacion con variador di frecuencia (inverter) • Moteurs utilisables avec variateur de fréquence (inverter) • Двигатели пригодные для использования с частотным преобразователем (инвертером)• Motoren fuer Fu-Betrieb geeignet	

For versions different from the standard, contact SAER technical assistance. • Per versioni differenti dallo standard contattare l'assistenza tecnica SAER. • Para versiones diferentes a la estándar, contacte a la asistencia técnica de SAER. • Pour des versions différentes du standard, contactez l'assistance technique de SAER. • Für die Ausführungen, die sich von der Standardausführung unterscheiden, setzen Sie sich mit dem technischen Kundendienst SAER in Kontakt. • При необходимости исполнений, отличных от стандартных, свяжитесь с технической службой SAER.

HYDRAULIC FEATURES

Caratteristiche idrauliche • Características hidráulicas • Caracteristiques hydrauliques • Hydraulische eigenschaften • Гидравлические характеристики



Type Tipo Тип	P_2		In 1~ 230V	In 3~ 230/400V	Q	l/s	0	0,3	0,4	0,6	0,7	0,8	1,0	1,1	1,3	1,4
						m³/h	0	1	1,5	2	2,5	3	3,5	4	4,5	5
	kW	HP	A	A		l/min	0	17	25	33	42	50	58	67	75	83
FC 20-2B	0,55	0,75	4,2	3,3/1,9	H (m)		39	36	34,5	32,5	30,5	28	25	21,5	17,5	13
FC 20-2A	0,75	1	6,4	4,8/2,8			46	43,5	42,5	40,5	38,5	36	33,5	30,5	27	23,5

Type Tipo Тип	P_2		In 1~ 230V	In 3~ 230/400V	Q	l/s	0	0,3	0,6	0,8	1,4	1,9	2,2	2,5	2,8
						m³/h	0	1	2	3	5	7	8	9	10
	kW	HP	A	A		l/min	0	17	33	50	83	117	133	150	167
FC 25-2D	1,1	1,5	9,5	6/3,5	H (m)		44	43,5	42	40,5	35	23,5			
FC 25-2F	1,1	1,5	9,8	7,3/4,2			51	49	47	45	40	34			
FC 25-2C	1,5	2	12	8,6/5			52,5	51	49,5	48	44	36	33		
FC 25-2E	1,5	2	12	9,1/5,3			61,5	58	55	52	45	39	34		
FC 25-2B	2,2	3	15,5	10/5,8			64			59	54,5	47	42,5	36,5	
FC 25-2A	3	4	19,7	12/7			70			66	62	56,5	52,5	48	42,5

Type Tipo Тип	P_2		In 1~ 230V	In 3~ 230/400V	In 3~ 400/690V	Q	l/s	0	1,1	1,4	1,9	2,5	2,8	3,3	3,9	4,4	5
							m³/h	0	4	5	7	9	10	12	14	16	18
	kW	HP	A	A			l/min	0	67	83	117	150	167	200	233	267	300
FC 30-2C	4	5,5	24	16/9,3	-	H (m)		74	70	67	63	60	58	52	45		
FC 30-2D	4	5,5	24	16/9,3	-			83	79	77	73	68	65	59	52	44	
FC 30-2B	5,5	7,5	-	-	11/6,4			89	86	84	80	76	74	69	62	56	
FC 30-2A	7,5	10	-	-	13,4/7,8			96		93	88	85	83	77	72	66	58

Tolerance according to UNI EN ISO 9906:2012–Grade 3B. • Tolleranze secondo UNI EN ISO 9906:2012–Grado 3B. • Tolerancia de acuerdo con UNI EN ISO 9906:2012–Clase 3B. Tolérance conformes aux normes UNI EN ISO 9906 :2012 – Degrèe 3B. • Abweichung gemäß UNI EN ISO 9906:2012 – STUFE 3B. • Допуски согласно UNI EN ISO 9906:2012 класс 3Б.

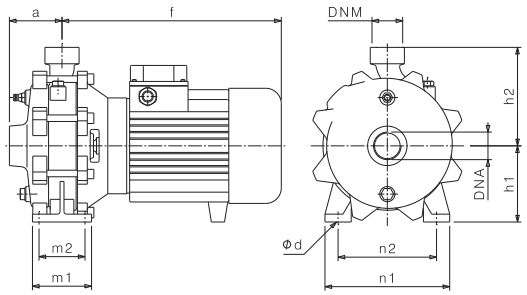
FC Series

50Hz ~3000 1/min

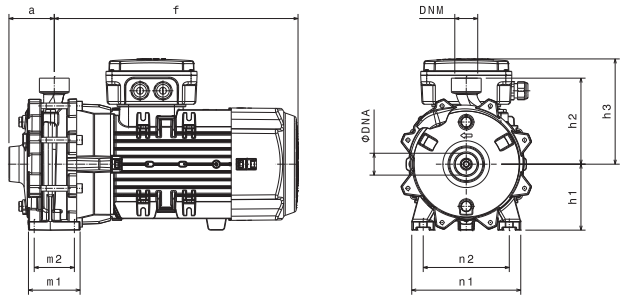
DIMENSIONS – STANDARD VERSIONS

Dimensioni – versioni standard • Dimensiones – versiones estándar • Dimensions-versions standard • Abmessungen – standardausfuehrung • размеры – базовые исполнения

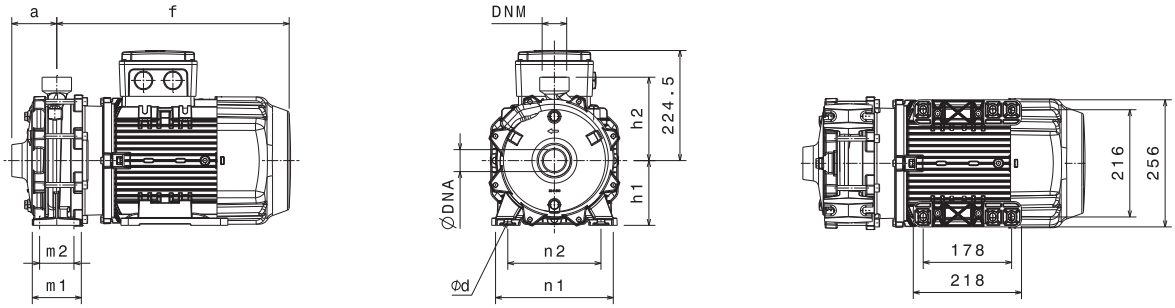
FC



FC25-2A IE3



FC30-2B IE3 - FC30-2A IE2/IE3



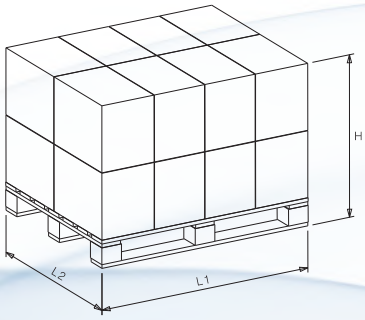
Type Tipo Тип	P_2		Motor - Motore - Двигатель			DNA	DNM	f (mm)	a (mm)	m1 (mm)	m2 (mm)	n1 (mm)	n2 (mm)	h1 (mm)	h2 (mm)	h3 (mm)	Ød (mm)	kg	
	kW	HP	MEC	~	3~ η													1~	3~
FC20-2B	0,55	0,75	71	1~-3~	IE1- IE2	1" G	1" G	216	43	-	-	150	110	83	135	-	11	17	17,5
FC20-2A	0,75	1	71	1~-3~	IE1	1" G	1" G	216	43	-	-	150	110	83	135	-	11	17,5	18
FC20-2A	0,75	1	71	3~	IE2-IE3	1" G	1" G	236	43	-	-	150	110	83	135	-	11	-	18
FC25-2D	1,1	1,5	80	1~-3~	IE1-IE2-IE3	1" 1/4 G	1" G	254	79	90	70	190	150	115	150	-	12	25,5	27
FC25-2F	1,1	1,5	80	1~-3~	IE1-IE2-IE3	1" 1/4 G	1" G	254	79	90	70	190	150	115	150	-	12	25,5	27
FC25-2C	1,5	2	80	1~-3~	IE1	1" 1/4 G	1" G	254	79	90	70	190	150	115	150	-	12	27	29
FC25-2C	1,5	2	80	3~	IE2-IE3	1" 1/4 G	1" G	290	79	90	70	190	150	115	150	-	12	-	29,5
FC25-2E	1,5	2	80	1~-3~	IE1	1" 1/4 G	1" G	254	79	90	70	190	150	115	150	-	12	27	29
FC25-2E	1,5	2	80	3~	IE2-IE3	1" 1/4 G	1" G	290	79	90	70	190	150	115	150	-	12	-	29,5
FC25-2B	2,2	3	90	1~-3~	IE1-IE2-IE3	1" 1/4 G	1" G	293	79	90	70	190	150	115	150	-	12	30	32
FC25-2A	3	4	100	1~-3~	IE1-IE2	1" 1/4 G	1" G	329	79	90	70	190	150	115	150	-	12	35	37
FC25-2A	3	4	100	3~	IE3	1" 1/4 G	1" G	425	79	90	70	190	150	115	150	184	12	-	37
FC30-2C	4	5,5	112	1~-3~	IE1-IE2-IE3	1" 1/2 G	1" 1/4 G	293	49	80	58	240	205	116	174	-	11	51	52
FC30-2D	4	5,5	112	1~-3~	IE1-IE2-IE3	1" 1/2 G	1" 1/4 G	293	49	80	58	240	205	116	174	-	11	51	52
FC30-2B	5,5	7,5	112	3~	IE1-IE2	1" 1/2 G	1" 1/4 G	329	49	80	58	240	205	116	174	-	11	-	55
FC30-2B	5,5	7,5	132	3~	IE3	1" 1/2 G	1" 1/4 G	474	92	96	70	240	190	132	170	225	14	-	74
FC30-2A	7,5	10	112	3~	IE1	1" 1/2 G	1" 1/4 G	329	49	80	58	240	205	116	174	-	11	-	58
FC30-2A	7,5	10	132	3~	IE2-IE3	1" 1/2 G	1" 1/4 G	474	92	96	70	240	190	132	170	225	14	-	76

PALLET QUANTITY AND DIMENSIONS

Dimensioni e quantità per pallet • Dimensiones y cantidades por pallet • Palette quantité et dimensions • Abmessungen und Menge in der Palette • Размеры и количество в палете

Type Tipo Тип	L1 x L2 cm x cm	Groupage		Container	
		Nr.	H cm	Nr.	H cm
FC20-2B	113 x 106	78	170	91	195
FC20-2A	113 x 106	78	170	91	195
FC25-2D	112 x 103	40	135	50	165
FC25-2F	112 x 103	40	130	50	165
FC25-2C	112 x 103	40	130	50	165
FC25-2E	112 x 103	40	130	50	165

Type Tipo Тип	L1 x L2 cm x cm	Groupage		Container	
		Nr.	H cm	Nr.	H cm
FC25-2B	116 x 105	40	130	50	165
FC25-2A	116 x 105	40	130	50	165
FC30-2C	120 x 110	24	118	32	153
FC30-2D	120 x 110	24	118	32	153
FC30-2B	120 x 110	24	118	32	153
FC30-2A	120 x 110	24	118	32	153



Dimensional drawing, weight and picture are indicative only and not binding • Disegni dimensionali, pesi e immagini sono unicamente indicativi e non vincolanti • Dimensiones, pesos y fotografias son indicativos y no vinculantes • Schemas d'encombrement, les poids et les images sont a titre indicatif et pas contraignantes • Die Abmessungen, Gewichte und Bilder sind unverbindlich und verpflichtend. • Габаритные чертежи,веса и изображения являются лишь ориентировочными, а не обязательными

Product Data Sheet

FilmTec™ NF270-440 Element

Description

Ideal for utility managers and operators dealing with surface and groundwater and seeking a technology that removes a high percentage of total organic carbon (TOC) and trihalomethane (THM) precursors while having a medium to high salt passage and medium hardness passage.

The FilmTec™ NF270-440 Element:

- Provides organic removal with partial softening in order to maintain a minimum level of hardness for organoleptic properties and preservation of distribution networks.
- Increases active area by 10%, which simplifies the system by reducing the number of elements and auxiliaries needed.
- Delivers high productivity, cleanability, and low energy consumption due to its high active area and wide cleaning pH range (1-12) tolerance.
- Targets improved runnability in plants with high biofouling potential. Elements are equipped with advanced fouling-resistant and cleanability features, helping plants reduce the number of chemical cleanings, while maintaining water quality. Benefits of the FilmTec™ NF270-440 Element include:
  - A reduction in feed-side pressure drop by up to 50%, improving system energy efficiency and hydraulic balance.‡
  - Fouling-resistant design, reducing the number of chemical cleanings by more than 20%.‡

‡ Relative to a leading fouling-resistant product currently available in the market.

Product Type

Spiral-wound element with polypiperazine thin-film composite membrane

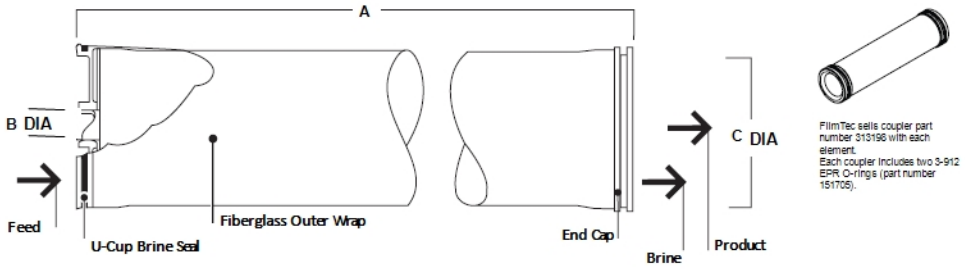
Typical Properties

FilmTec™ Element	Active Area (ft^2)	Active Area (m^2)	Feed Spacer Thickness (mil)	Permeate Flow Rate (GPD)	Permeate Flow Rate (m^3/d)	Typical Stabilized Salt Rejection (%)	Minimum Salt Rejection (%)
NF270-440	440	41	28-LDP	13,750	52	>97.0	97.0

1. Permeate flow and salt passage based on the following test conditions: 2,000 mg/l $MgSO_4$, 70 psi (4.8 bar), 77°F (25°C) and 15% recovery.
2. Flow rates for individual elements may vary but will be no more than ± 15%.
3. Stabilized salt rejection is generally achieved within 24-48 hours of continuous use; depending upon feedwater characteristics and operating conditions.
4. Sales specifications may vary as design revisions take place.
5. Active area guaranteed ± 3%. Active area as stated by DuPont Water Solutions is not comparable to nominal membrane area often stated by some manufacturers.

Form No. 45-D02827-en, Rev. 0
January 2021

Element Dimensions



Dimensions – inches (mm)						1 inch = 25.4 mm
	A		B		C	
FilmTec™ Element	**(in.)**	**(mm)**	**(in.)**	**(mm)**	**(in.)**	**(mm)**
NF270-440	40.0	1,016	1.125 ID	29 ID	7.9	201

1. Refer to FilmTec™ Design Guidelines for multiple-element systems of 8-inch elements (Form No. 45-D01695-en).
2. Element to fit nominal 8-inch (203-mm) I.D. pressure vessel.

Operating and Cleaning Limits

Maximum Operating Temperature [a]	113°F (45°C)
Maximum Operating Pressure	600 psig (41 bar)
Maximum Element Pressure Drop	15 psig (1.0 bar)
pH Range	
Continuous Operation [a]	3 - 10
Short-Term Cleaning (30 min.) [b]	1 - 12
Maximum Feed Silt Density Index (SDI)	SDI 5
Free Chlorine Tolerance [c]	< 0.1 ppm

a. Maximum temperature for continuous operation above pH 10 is 95°F (35°C).
b. Refer to Cleaning Guidelines (Form No. 45-D01696-en).
c. Under certain conditions, the presence of free chlorine and other oxidizing agents will cause premature membrane failure. Since oxidation damage is not covered under warranty, DuPont Water Solutions recommends removing residual free chlorine by pretreatment prior to membrane exposure. Please refer to Dechlorinating Feedwater (Form No. 45-D01569-en) for more information.

Additional Important Information

Before use or storage, review these additional resources for important information:

- Usage Guidelines for FilmTec™ 8" Elements (Form No. 45-D01706-en)
- Start-Up Sequence (Form No. 45-D01609-en)

Product Stewardship

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

Customer Notice

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

Please be aware of the following:

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

Regulatory Note

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

Have a question? Contact us at:

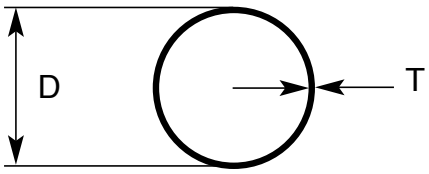
www.dupont.com/water/contact-us

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

© 2021 DuPont. DuPont™, the DuPont Oval Logo, and all trademarks and service marks denoted with ™, ℠ or ® are owned by affiliates of DuPont de Nemours Inc., unless otherwise noted.

Form No. 45-D02827-en, Rev. 0
January 2021

Tubos soldados según ISO-1127

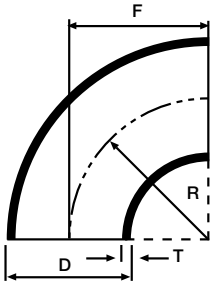


Diámetro nominal		Diámetro ext. mm	Espesor mm												
DN	Pulg.		0,80	1	1,2	1,6	2	2,5	2,6	3	3,2	3,6	4	5	6
			Peso en kg/m												
10	3/8”	17,2	0,329	0,406	0,481	0,625	0,761	0,920	0,951	1,067					
15	1/2”	21,3	0,411	0,508	0,604	0,789	0,967	1,177	1,217	1,375					
20	3/4”	26,9	0,523	0,649	0,772	1,014	1,247	1,527	1,582	1,795					
25	1”	33,7	0,659	0,819	0,977	1,286	1,588	1,953	2,025	2,306	2,444				
32	1 1/4”	42,4		1,037	1,238	1,536	2,023	2,498	2,591	2,960	3,141	3,498	3,846		
40	1 1/2”	48,3		1,184	1,415	1,758	2,319	2,867	2,975	3,403	3,614	4,029	4,437		
50	2”	60,3		1,485	1,776	2,209	2,920	3,618	3,757	4,304	4,575	5,111	5,639	6,924	
65	2 1/2”	76,1		1,881	2,251	2,802	3,711	4,607	4,785	5,491	5,841	6,535	7,222	8,902	
80	3”	88,9			2,635	3,283	3,498	5,409	5,618	6,453	6,867	7,689	8,504	10,504	
90	3 1/2”	101,6				3,760	4,006	4,988	6,445	7,407	7,885	8,834	9,776	12,094	
100	4”	114,3				4,237	4,515	5,624	7,272	8,361	8,902	9,979	11,048	13,684	16,271
125	5”	139,7				5,533	6,896	8,589	8,926	10,269	10,937	12,269	13,592	16,864	20,087
150	6”	168,3				6,679	8,328	10,379	10,788	12,417	13,229	14,847	16,456	20,445	24,384
200	8”	219,1					10,872	13,559	14,095	16,233	17,300	19,426	21,544	26,805	32,016
250	10”	273					13,572	16,933	17,604	20,282	21,619	24,285	26,943	33,554	40,114
300	12”	323,9					16,121	20,120	20,918	24,106	25,697	28,873	32,041	39,926	47,761
350	14”	355,6					17,708	22,104	22,982	26,487	28,237	31,731	35,216	43,895	52,524
400	16”	406,4					20,252	25,284	26,289	30,303	32,308	36,310	40,304	50,255	60,156
450	18”	457,2					22,759	28,462	29,594	34,000	36,320	40,82	45,320	56,612	67,784
500	20”	508					25,338	31,642	32,901	37,933	40,446	45,465	50,477	62,971	75,416
600	24”	609,6								45,565	48,586	54,623	60,635	75,691	90,679
700	28”	711,2											70,828	88,411	105,942
800	32”	812,8											81,004	101,136	121,206
900	36”	914,4											91,180	113,850	136,470
1000	40”	1016											101,335	126,597	151,733

Composición química: Ver página 8
Características mecánicas: Ver página 9
Calidad del material: AISI 304/304L, 316/316L, duplex
Acabados: Ver página 13
Tolerancias: Ver página 33

Normas de fabricación: EN 10217-7
EN 10296-2
Longitud de suministro: 6.000 mm.

Otros largos, espesores, calidades o características especiales bajo pedido especial (consultar).



Codos 90º soldados

Accesorios de acero inoxidable para soldar

Diámetro nominal		Diámetro D mm	Radio R=F mm	Espesor T mm	Peso Kg
DN	Pulg.				
15	1/2”	21,3	27	1,6/2	0,03/0,04
20	3/4”	26,9	28	1,6/2	0,05/0,06
25	1”	33,7	38	1,6/2	0,08/0,09
32	1 1/4”	42,4	47	1,6/2	0,12/0,15
40	1 1/2”	48,3	57	1,6/2	0,17/0,21
50	2”	60,3	76	1,6/2	0,29/0,35
65	2 1/2”	76,1	95	1,6/2	0,44/0,55
80	3”	88,9	114	2/3	0,78/1,10
100	4”	114,3	152	2/3	1,35/1,9
125	5”	139,7	190	2/3	2,07/3,1
150	6”	168,3	229	2/3	3,0/4,6
200	8”	219,1	305	2/3	5,2/8,7
250	10”	273	381	2/3	8,2/12,2
300	12”	323,9	457	2/3	11,6/17,4
350	14”	355,6	533,5	3/4	22/24
400	16”	406,4	610	3/4	29/39
450	18”	457,2	686	4	49
500	20”	508	762	4	60,4
600	24”	610	914	4	87,1
700	28”	711,2	1067	4/5	119/148
800	32”	812,8	1219	4/5	156/195
900	36”	914,4	1372	4/5	206/246
1000	40”	1016	1524	4/5	243/304

Radio: Aproximadamente 1,5 veces el diámetro nominal.
Calidad del material: AISI-304 / 304 L / 316 / 316 L, duplex.
Composición química: Ver página 8.
Características mecánicas: Ver página 9.
Bajo consulta se pueden fabricar en otros espesores.
Tolerancias: Ver página 34.
Normas de fabricación: EN 10253-3/EN 10253-4.

TRISEP® DS Food & Dairy UH030 Series

TRISEP® sanitary membrane elements for food & dairy applications have a long history of outstanding, stable field performance. NADIR® UH030 hydrophilic polyethersulfone (PESH) membrane with a nominal 30,000 Da molecular weight cut-off offers consistent separations for applications where a more hydrophilic membrane is required. TRISEP elements are available with a number of different feed spacers and in all sizes common in the industry. TRISEP DS elements are built with FDA compliant materials, are compliant with European food regulations (EU 10/2011 and EC 1935/2004) and comply with USDA standards.

MEMBRANE CHARACTERISTICS

Membrane	NADIR® UH030
Membrane Type	Polyethersulfone (PES)
Nominal M.W.C.O. (Da)	30,000

DESIGN INFORMATION

Model	Membrane Area m² (ft²)	Feed Spacer Thickness (mil)[a]
TRISEP® DS UH030 3838-31	7.0 (75)	31
TRISEP® DS UH030 3838-46	5.7 (61)	46
TRISEP® DS UH030 3838-80	4.0 (43)	80
TRISEP® DS UH030 4333-31	7.6 (82)	31
TRISEP® DS UH030 4333-46	6.3 (68)	46
TRISEP® DS UH030 4333-80	4.3 (46)	80
TRISEP® DS UH030 6338-31	20.5 (221)	31
TRISEP® DS UH030 6338-46	17.1 (184)	46
TRISEP® DS UH030 6338-80	11.5 (124)	80
TRISEP® DS UH030 8338-31	34.0 (366)	31
TRISEP® DS UH030 8338-46	27.5 (296)	46
TRISEP® DS UH030 8338-80	21.2 (228)	80

a All models on this sheet have a netting outer wrap and diamond shaped feed spacers.

OPERATING PARAMETERS

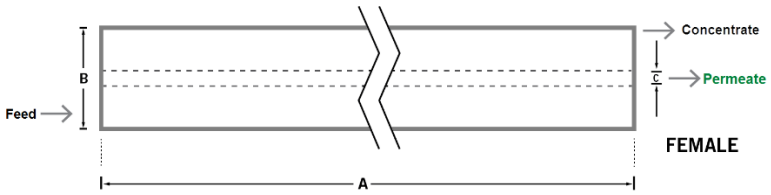
Maximum Operating Pressure	10 bar (145 psi)
Maximum Operating Temperature	50°C (122°F)
Cleaning pH/Temperature Range[1]	1.5 – 11.5 at 50°C (122°F)
Cleaning Chlorine Tolerance	200 ppm for sanitization at pH ≥ 10.5
Maximum Pressure Drop	1 bar (15 psi) per element; 4 bar (60 psi) per housing

1 Refer to temperature and pH limits in Membrane Cleaning Guide – Food & Dairy: UF & MF Elements (TSG-C-004).

PHYSICAL DIMENSIONS

Model	Element Weight kg (lb)[b]	Dim. A mm (inches)	Dim. B mm (inches)	Dim. C[c] mm (inches)	Permeate Tube
TRISEP® DS UH030 3838-31	4 (9)	965 (38.0)	96 (3.8)	21.1 (0.83)	Female
TRISEP® DS UH030 3838-46	4 (9)	965 (38.0)	96 (3.8)	21.1 (0.83)	Female
TRISEP® DS UH030 3838-80	4 (9)	965 (38.0)	96 (3.8)	21.1 (0.83)	Female
TRISEP® DS UH030 4333-31	4 (9)	838 (33.0)	109.5 (4.3)	21.1 (0.83)	Female
TRISEP® DS UH030 4333-46	4 (9)	838 (33.0)	109.5 (4.3)	21.1 (0.83)	Female
TRISEP® DS UH030 4333-80	4 (9)	838 (33.0)	109.5 (4.3)	21.1 (0.83)	Female
TRISEP® DS UH030 6338-31	11 (24)	965 (38.0)	162 (6.3)	28.9 (1.138)	Female
TRISEP® DS UH030 6338-46	11 (24)	965 (38.0)	162 (6.3)	28.9 (1.138)	Female
TRISEP® DS UH030 6338-80	11 (24)	965 (38.0)	162 (6.3)	28.9 (1.138)	Female
TRISEP® DS UH030 8338-31	18 (40)	965 (38.0)	211 (8.3)	28.9 (1.138)	Female
TRISEP® DS UH030 8338-46	18 (40)	965 (38.0)	211 (8.3)	28.9 (1.138)	Female
TRISEP® DS UH030 8338-80	18 (40)	965 (38.0)	211 (8.3)	28.9 (1.138)	Female

b Shipping weight is dependent on packaging material and quantity shipped.
c Dimension "C" is the Inner Diameter.



IMPORTANT INFORMATION

Start-up: MANN+HUMMEL Water & Fluid Solutions recommends flushing elements for 30 minutes at low pressure and discarding permeate during the flush prior to operation. For a more detailed start-up procedure, please see Element Start-Up Guide – System Start-Up (TSG-O-005).

Cleaning: TRISEP® membrane elements must be cleaned periodically to ensure proper operation and to prevent membrane damage. Please see Membrane Cleaning Guide – Food & Dairy: UF & MF Elements (TSG-C-004).

Storage: TRISEP membrane elements must be stored appropriately to ensure proper operation and to prevent membrane damage. Please see Element Storage Guides (TSG-O-009 & TSG-O-010).

Regulatory: All models on this sheet conform to USDA 3A sanitary standard 45-03, use FDA (CFR Title 21) compliant materials, comply with EU regulation (EC) No. 1935/2004 and No. 10/2011, and have Halal and Kosher certifications.

CUSTOMIZABLE SPECIALTY ELEMENTS

MANN+HUMMEL Water & Fluid Solutions offers a full range of membranes and element designs for challenging water and process applications. Technologies include low-fouling RO, submerged UF, continuous high temperature, ultra-high pressure, unique sanitary designs and more. Contact us to customize a product that satisfies your specific requirements.

Contact

Europe
Germany: +49 611 962 6001
Italy: +39 0721 1796201
info@microdyn-nadir.com

Americas
USA: +1 805 964 8003
sales.mnus@microdyn-nadir.com

Asia
Singapore: +65 6457 7533
China: +86 10 8413 9860
waterchina@mann-hummel.com

ANEXO III. FICHA DE SEGURIDAD P3-ULTRASIL 115

SECCIÓN 1: Identificación de la sustancia o la mezcla y de la sociedad o la empresa

1.1 Identificador del producto

Nombre del producto	:	P3-ultrasil 115
Código del producto	:	114602E
Uso de la sustancia/mezcla	:	Detergente
Tipo de sustancia	:	Mezcla
		Reservado exclusivamente a usuarios profesionales.
Información del producto en dilución	:	No hay disponible información en dilución.

1.2 Usos pertinentes identificados de la sustancia o de la mezcla y usos desaconsejados

Usos identificados	:	Producto de limpieza en Procesos alimentarios; Limpieza in-situ
Restricciones recomendadas del uso	:	Reservado para uso industrial y profesional.

1.3 Datos del proveedor de la ficha de datos de seguridad

Compañía	:	ECOLAB HISPANO-PORTUGUESA S.L. Avenida Del Baix Llobregat 3-5 Sant Joan Despí, Barcelona España 08970 902 475 480 atencion.cliente.es@ecolab.com

1.4 Teléfono de emergencia

Teléfono de emergencia	:	+34 93 475 89 65 (L-J 8-13h, 14-17h; V 8-15h) Servicio 24/7 para emergencias químicas a través de este número
Número de teléfono del Centre de Información de Envenenamiento	:	+34 91 562 04 20(24h/365 días), Únicamente para respuesta sanitaria en caso de urgencia
Fecha de emisión/revisión	:	19.11.2014
Versión	:	1.2

SECCIÓN 2: Identificación de los peligros

2.1 Clasificación de la sustancia o de la mezcla

Clasificación (REGLAMENTO (CE) No 1272/2008)

Corrosión cutáneas , Categoría 1A	H314

Clasificación (67/548/CEE, 1999/45/CE)

C; CORROSIVO	R35

El texto completo de las frases R mencionadas en esta Sección, se indica en la Sección 16.
Para el texto integro de las Declaraciones-H mencionadas en esta sección, véase la Sección 16.

2.2 Elementos de la etiqueta

Etiquetado (REGLAMENTO (CE) No 1272/2008)

Pictogramas de peligro :

Palabra de advertencia : Peligro

Indicación de peligro : H314 Provoca quemaduras graves en la piel y lesiones oculares graves.

Consejos de prudencia : **Prevención:**
P280 Llevar guantes/ gafas/ máscara de protección.
Intervención:
P303 + P361 + P353 EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL (o el pelo): Quitarse inmediatamente las prendas contaminadas. Aclararse la piel con agua o ducharse.
P305 + P351 + P338 EN CASO DE CONTACTO CON LOS OJOS: Aclarar cuidadosamente con agua durante varios minutos. Quitar las lentes de contacto, si lleva y resulta fácil. Seguir aclarando.
P310 Llamar inmediatamente a un CENTRO DE TOXICOLOGÍA o a un médico.

Componentes determinantes del peligro para el etiquetado:
Hidróxido de potasio
hidróxido de sodio

2.3 Otros peligros

Ninguna conocida.

ANEXO IV. *ABSTRACT* DE LA COMUNICACIÓN ORAL (NYM2022)

An integrated membrane process to recover polyphenols from wet olive pomace

Sánchez-Arévalo Carmen M., Sáez-Montesinos Ana M., Vincent-Vela M. Cinta, Álvarez-Blanco Silvia

[a]Research Institute for Industrial, Radiophysical and Environmental Safety (ISIRYM), Universitat Politècnica de València, Camino de Vera, s/n, 46022, Valencia, Spain.
[b]Department of Chemical and Nuclear Engineering, Universitat Politècnica de València, Camino de Vera s/n, 46022 Valencia, Spain
*carsana5@upv.es

The processing of olives by the two-phase methodology results in the obtention of the praised virgin olive oil. Together with this appreciated product, tons of residues are also generated. The most abundant by-product is the wet olive pomace (also called *alperujo*, which is the Spanish term), which consists of a semi-solid combination of the olive pulp, seeds, skin and vegetation water.

The high organic load of the wet olive pomace is of concern due to its environmental impact. However, this residue contains high concentrations of antioxidant molecules from the olive fruit. Among these molecules, the phenolic compounds stand out because of their interesting properties, related to health benefits and cosmetic applications.

To extract the polyphenols from the wet olive pomace, an aqueous, ultrasound-assisted solid-liquid extraction (at 40ºC, during 45 min) was performed. Afterwards, this extract was purified and concentrated through an integrated process based on ultrafiltration and nanofiltration.

During the first stage, the UH030 membrane (Mycrodin Nadir) was employed to purify the compounds of interest through an ultrafiltration process, at a transmembrane pressure (TMP) of 2.5 bar and a cross-flow velocity of 1.5 $m \cdot s^{-1}$. Satisfactory results were obtained, as the rejection of the chemical oxygen demand was very high (90 ± 16%), whereas the phenolic compounds were obtained in the permeate stream at a higher purity degree (rejection of total phenolic content was 18 ± 2 %). Membrane cleaning was performed several times during the process to preserve the permeate flux.

In a second stage, the permeate stream from the ultrafiltration was submitted to a nanofiltration process with the NF270 membrane (Filmtec). Several TMPs were studied, in the range 5 - 9 bar. At a volume reduction factor of 2.5, the membrane rejected the phenolic content in 60 – 80%, achieving the concentration of these compounds, previously purified.

PRESUPUESTO

1.- INTRODUCCIÓN:

En el siguiente apartado se detalla el presupuesto de la inversión inicial necesario para el diseño y posterior instalación de la planta industrial desarrollada en el Capítulo 8. Para el cálculo global del coste no se va a tener en cuenta la apropiación de un terreno para la construcción de la planta, ya que se va a instalar en la propia almazara que cuenta con espacio suficiente, además del ahorro del transporte de la mercancía. El presupuesto detallado a continuación corresponde a la planta de nanofiltración. Las etapas anteriores ya han sido presupuestadas anteriormente y conllevan una inversión de 1.435.194,38 € (Rojo-Adalid et al., 2021).

El presupuesto está compuesto por los siguientes apartados:

- Presupuesto a escala laboratorio
  - Cuadro de precios n° 1: Coste de la mano de obra.
  - Cuadro de precios n° 2: Coste del material fungible
  - Cuadro de precios n° 3: Coste del material amortizable
- Presupuesto a escala industrial
  - Cuadro de precios n° 4: Coste de los materiales y los principales equipos.
  - Cuadro de precios n° 5: Coste de los equipos auxiliares.

- Presupuesto general

El coste derivado de la compra de las membranas queda incluido en el presupuesto ya que forman parte de la inversión inicial de la planta industrial, sin embargo, se incluye su amortización y recambio en el apartado de costes variables del Capítulo 9. De igual forma, se va a tener en cuenta la compra de una membrana extra para anticipar imprevistos.

PRESUPUESTO A ESCALA LABORATORIO

2.- COSTE DE LA MANO DE OBRA

Cuadro de precios n° 1

En la Tabla 1 se muestra el tiempo y el coste de la mano de obra de la alumna de 4 º de Ingeniería Química de la Universidad Politécnica de Valencia necesario para desarrollar el proyecto.

Tabla 1. Coste mano de obra. Fuente: Elaboración propia.

Mano de obra	Precio unitario (€/h)	Cantidad (h)	Coste total (€)
Estudiante en prácticas	4,10	300	1.230,00
		93	381,30

COSTE TOTAL	1.611,30

3.- COSTE DEL MATERIAL FUNGIBLE

Cuadro de precios n° 2

En las Tablas 2, se muestran los precios del material fungible empleado para optimizar y diseñar la planta industrial a escala laboratorio.

Tabla 2. Coste del material fungible. Fuente: Elaboración propia.

Material	Unidad	Precio unitario (€/Uds.)	Cantidad (Uds.)	Coste total (€)
Alperujo	kg	0	0,6	0
Membrana UH030	m2	1.924	0,03	57,72
Membrana NF270	m2	1924	0,01	19,24
Papel de bancada	Ud.	0,19	7	1,33
Filtros (0,45 µm)	Ud.	0,21	20	4,2
Jeringuillas (5 mL)	Ud.	0,14	40	5,6
Puntas micropipeta (5 µL)	Ud.	0,12	50	6
Tubo DQO UN3316	Ud.	3,39	45	152,55
Cubeta espectofotómetro (10 mm)	Ud.	0,06	70	4,2
Guantes de seguridad de nitrilo	Ud.	0,3	10	3
Gafas de seguridad	Ud.	4,2	1	4,2
Agua destilada	L	5,96	90	536,4
Pipeta Pasteur	Ud.	0,12	15	1,8
Na2Co3	g	0,2	20	4
Reactivo Folin-Ciocalteu	L	232	0,02	4,64
Puntas micropipeta (1000 µL)	Ud.	0,08	50	4

Tubos Falcon (50 mL)	Ud.	0,34	50	17
Tubos Eppendorf (1,5 mL)	Ud.	0,04	20	0,8
COSTE TOTAL				826,68

4.- COSTE DEL MATERIAL AMORTIZABLE

Cuadro de precios n° 3

En las Tablas 3, se muestran los precios del material amortizable empleado para optimizar y diseñar la planta industrial a escala laboratorio.

Tabla 3. Coste del material amortizable. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Amortización (años)	Precio unitario (€/Uds.)	Periodo (días)	Coste total (€)
Planta de ultrafiltración	12	9900	40	90,41
Celda de nanofiltración	12	5338,23	6	7,31
Equipo de ultrasonidos Elmasonic P 70 H	12	275	3	0,19
Baño termostático con sistema de refrigeración	12	2310	40	21,10
Centrífuga Sigma 6-16KS	12	10094,38	3	6,91
Frigorífico	12	373,28	80	6,82
Congelador	12	319,95	80	5,84
Embudo de plástico	12	0,83	5	0,00
Cubo plástico	12	2,79	60	0,04
Gradilla de plástico	12	7,7	30	0,05
Pala dosificadora de plástico	12	1,74	2	0,00

Kitasatos (2 L)	12	44,65	1	0,01
Abrazadera de resorte metal	12	2,23	40	0,02
Micropipeta (1000 µL)	12	55	15	0,19
Micropipeta (5 µL)	12	67,76	15	0,23
Conductímetro GLP 31+	12	114,95	15	0,39
pHímetro GLP 21+	12	708	25	4,04
Espectofotómetro Hach DR 600	12	9900	15	33,90
Resistencia eléctrica	12	23,5	15	0,08
Caudalímetro	12	373,73	40	3,41
Manómetro	12	15,05	40	0,14
Gradilla metálica	12	5,14	15	0,02
Agitador eléctrico (2 Uds.)	12	1768	2	0,81
Tubos de goma	12	11,14	60	0,15
Estufa	12	2048,73	5	2,34
Jarra de plástico (2 L)	12	3,51	40	0,03
Jarra de plástico (5 L)	12	5,69	40	0,05
Balanza de precisión Kern (d=0,1 mg)	12	1060,4	10	2,42
Balanza de precisión Kern (d=0,01 g)	12	798	40	7,29
Módulo de membranas	12	1562	40	14,26
Bomba de vacío LABOPORT	12	860,58	2	0,39
Ordenador (2 Uds.)	6	1100	60	30,14

Cables conectores (2 Uds.)	6	32,24	60	0,88
Vaso de precipitados vidrio (1 L)	12	3,8	40	0,03
Vaso de precipitados plástico (1 L)	12	3,08	40	0,03
Vaso de precipitados vidrio (50 mL) (2 Uds.)	12	0,96	40	0,01
Vaso de precipitados vidrio (600 mL) (2 Uds.)	12	2,06	60	0,03
Pinzas de precisión acero inoxidable	12	7,33	4	0,01
Equipo filtración a vacío	12	233,83	2	0,11
Termorreactor TR300	12	940,8	15	3,22
Fotómetro Spectroquant Nova 30	12	4346,3	15	14,88
Espátula metal	12	3,03	10	0,01
Probeta (1 L)	12	14,88	50	0,17
Probeta (50 mL)	12	1,82	10	0,00
Baño de agua	12	1,522	20	0,01
Termómetro digital	12	35,63	60	0,49
Recipiente de plástico (500 mL)	12	3,27	50	0,04
COSTE TOTAL				258,92

PRESUPUESTO A ESCALA INDUSTRIAL

5. COSTE DE LOS MATERIALES Y EQUIPOS PRINCIPALES

Cuadro de precios n° 4

En las Tablas 4 Y 5, se muestran los precios de los depósitos empleados en el diseño, la membrana empleada y el tubo de presión en función de las unidades compradas y el precio unitario.

Tabla 4. Coste de las membranas y el filtro. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Precio unitario (€/Uds.)	Cantidad (Uds.)	Coste total (€)
Membrana NF270-440	242,86	3	728,58
Tubo de presión (2 membranas)	1.132,00	1	1.132
Filtro de cartuchos Russell Finex	537,00	1	537,00
COSTE TOTAL			2.937,58

Tabla 5. Coste de los depósitos. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Precio unitario (€/Uds.)	Cantidad (Uds.)	Coste total (€)
Depósito PRFV 120 m^3, Ø = 4m y h= 9,5 m	20.810,00	1	20.810,00
Depósito PRFV 100 m^3, Ø = 4 m y h= 8 m	18.112,28	1	18.112,28
Depósito PRFV 16,5 m^3, Ø = 2,5 m y h= 4,2 m	3.268,64	1	3.268,64
Depósito PRFV 10 m^3, Ø = 2 m y h= 3,2 m	2.208,38	1	2.208,38
Depósito PRFV 1,40 m^3, Ø = 1 m y h= 1,8 m	688,68	2	1.377,36

COSTE TOTAL	45.776,66

En la Tabla 6 se muestra el precio unitario de las bombas necesarias para la planta industrial.

Tabla 6. Coste de las bombas. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Precio unitario (€/Uds.)	Cantidad (Uds.)	Coste total (€)
DL- PCM Delasco FC 30-2A	1.420,87	1	1.420,87
DL- PCM Delasco FC 25-2C	997,23	1	997,23
COSTE TOTAL			2.418,10

En las Tablas 7 y 8s aparecen los precios de las tuberías, codos y uniones en T necesarios en el circuito, además de la cantidad empleada y su precio unitario.

Tabla 7. Coste de las tuberías Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Precio unitario (€/m)	Cantidad (m)	Coste total (€)
Tubería INOX 316 L DN 10 mm	8,40	4,6	38,64
Tubería INOX 316 L DN 32 mm	19,45	63	1.225,35
COSTE TOTAL			1.263,99

Tabla 8. Precio codos y uniones en T. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Precio unitario (€/Ud.)	Cantidad (Uds.)	Coste total (€)
Codo 90° INOX 316 L DN 10 mm	2,31	3	6,93
Codo 90° INOX 316 L DN 32 mm	3,41	11	37,51
UNIÓN T INOX 316 L DN 10 mm	4,52	1	4,52

UNIÓN T INOX 316 L DN 32 mm	10,61	10	106,10
COSTE TOTAL			155,06

6.- COSTE DE LOS EQUIPOS AUXILIARES E INSTRUMENTACIÓN

Cuadro de precios n° 5

En la Tabla 9 se muestra el precio y las unidades empleadas de los equipos auxiliares e instrumentos de la planta de nanofiltración.

Tabla 9. Coste de los equipos auxiliares e instrumentación. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Precio unitario (€/Ud.)	Cantidad (Ud.)	Coste total (€)
Manómetro industrial WIKA	120,40	4	481,60
Cabezales rotativos a chorro Alfa Laval	726,00	1	726,00
Sensor de temperatura industrial Ifm	274,67	2	549,34
Caudalímetro de inserción Hydrins	324,76	2	649,52
Válvula de 3 vías Depala DN10	142,13	2	284,26
Válvula de 3 vías Depala DN32	326,00	5	1.630,00
Intercambiador de calor UF Alfa Laval Línea industrial	543,00	1	543,00
Válvula de mariposa DN32	782,67	4	3.130,68
Válvula de compuerta DN10	31,12	1	31,12
Válvula de compuerta DN32	57,41	1	57,41

Válvula de regulación	69,02	4	276,08
Recipiente de extracción 15 L	51,99	2	103,98
COSTE TOTAL			8.462,99

El coste del inmovilizado hace referencia a la suma de todos los cuadros de precios, a excepción de la mano de obra. Por tanto, el coste de amortización es 60.474,30 €.

7.- PRESUPUESTO GENERAL

Una vez conocido cada uno de los cuadros de costes, se puede obtener el presupuesto general, tal y como se muestra en la Tabla 10.

Tabla 10. Presupuesto general. Fuente: Elaboración propia.

Presupuesto de Obra

It.	DENOMINACIÓN	Ud.	CANTIDAD	PRECIO UNITARIO (€)	TOTAL (€)
	PRESUPUESTO A ESCALA LABORATORIO				**2.696,90 €**
1	**Mano de obra**				**1.611,30 €**
1.1	Estudiante en prácticas	h	393	4,10 €	1.611,30 €
2	**Coste del material fungible**				**826,68 €**
2.1	Alperujo	kg	0,6	0,00	0,00 €
2.2	Membrana UH030	m2	0,03	1924,00	57,72 €
2.3	Membrana NF270	m2	0,01	1924,00	19,24 €
2.4	Papel de bancada	Uds.	7	0,19	1,33 €
2.5	Filtros (0,45 µm)	Uds.	20	0,21	4,20 €
2.6	Jeringuillas (5 mL)	Uds.	40	0,14	5,60 €
2.7	Puntas micropipeta (5 µL)	Uds.	50	0,12	6,00 €
2.8	Tubo DQO UN3316	Uds.	45	3,39	152,55 €
2.9	Cubeta espectofotómetro (10 mm)	Uds.	70	0,06	4,20 €
2.10	Guantes de seguridad de nitrilo	Uds.	10	0,30	3,00 €
2.11	Gafas de seguridad	Uds.	1	4,20	4,20 €
2.12	Agua destilada	L	90	5,96	536,40 €
2.13	Pipeta Pasteur	Ud.	15	0,12	1,80 €
2.14	Na2Co3	g	20	0,20	4,00 €
2.15	Reactivo Folin-Ciocalteu	L	0,02	232,00	4,64 €
2.16	Puntas micropipeta (1000 µL)	Ud.	50	0,08	4,00 €

2.17	Tubos Falcon (50 mL)	Ud.	50	0,34	17,00 €
2.18	Tubos Eppendorf (1,5 mL)	Ud.	20	0,04	0,80 €

3	Coste del material amortizable	AMORTIZACIÓN (AÑOS)	PERIODO (DÍAS)	PRECIO UNITARIO	258,92 €
3.1	Planta de ultrafiltración	12	40	9900,00	90,41 €
3.2	Celda de nanofiltración	12	6	5338,23	7,31 €
3.3	Equipo de ultrasonidos Elmasonic P 70 H	12	3	275,00	0,19 €
3.4	Baño termostático con sistema de refrigeración	12	40	2310,00	21,10 €
3.5	Centrífuga Sigma 6-16KS	12	3	10094,38	6,91 €
3.6	Frigorífico	12	80	373,28	6,82 €
3.7	Congelador	12	80	319,95	5,84 €
3.8	Embudo de plástico	12	5	0,83	0,00 €
3.9	Cubo plástico	12	60	2,79	0,04 €
3.10	Gradilla de plástico	12	30	7,70	0,05 €
3.11	Pala dosificadora de plástico	12	2	1,74	0,00 €
3.12	Kitasatos (2 L)	12	1	44,65	0,01 €
3.13	Abrazadera de resorte metal	12	40	2,23	0,02 €
3.14	Micropipeta (1000 µL)	12	15	55,00	0,19 €
3.15	Micropipeta (5 µL)	12	15	67,76	0,23 €
3.16	Conductímetro GLP 31+	12	15	114,95	0,39 €
3.17	pHímetro GLP 21+	12	25	708,00	4,04 €
3.18	Espectofotómetro Hach DR 600	12	15	9900,00	33,90 €
3.19	Resistencia eléctrica	12	15	23,50	0,08 €
3.20	Caudalímetro	12	40	373,73	3,41 €
3.21	Manómetro	12	40	15,05	0,14 €
3.22	Gradilla metálica	12	15	5,14	0,02 €
3.23	Agitador eléctrico (2 Uds.)	12	2	1768,00	0,81 €
3.24	Tubos de goma	12	60	11,14	0,15 €
3.25	Estufa	12	5	2048,73	2,34 €
3.26	Jarra de plástico (2 L)	12	40	3,51	0,03 €
3.27	Jarra de plástico (5 L)	12	40	5,69	0,05 €
3.28	Balanza de precisión Kern (d=0,1 mg)	12	10	1060,40	2,42 €
3.29	Balanza de precisión Kern (d=0,01 g)	12	40	798,00	7,29 €
3.30	Módulo de membranas	12	40	1562,00	14,26 €
3.31	Bomba de vacío LABOPORT	12	2	860,58	0,39 €
3.32	Ordenador (2 Uds.)	6	60	1100,00	30,14 €
3.33	Cables conectores (2 Uds.)	6	60	32,24	0,88 €
3.34	Vaso de precipitados vidrio (1 L)	12	40	3,80	0,03 €
3.35	Vaso de precipitados plástico (1 L)	12	40	3,08	0,03 €
3.36	Vaso de precipitados vidrio (50 mL) (2 Uds.)	12	40	0,96	0,01 €
3.37	Vaso de precipitados vidrio (600 mL) (2 Uds.)	12	60	2,06	0,03 €
3.38	Pinzas de precisión acero inoxidable	12	4	7,33	0,01 €
3.39	Equipo filtración a vacío	12	2	233,83	0,11 €
3.40	Termorreactor TR300	12	15	940,80	3,22 €
3.41	Fotómetro Spectroquant Nova 30	12	15	4346,30	14,88 €
3.42	Espátula metal	12	10	3,03	0,01 €
3.43	Probeta (1 L)	12	50	14,88	0,17 €
3.44	Probeta (50 mL)	12	10	1,82	0,00 €
3.45	Baño de agua	12	20	1,52	0,01 €
3.46	Termómetro digital	12	60	35,63	0,49 €
3.47	Recipiente de plástico (500 mL)	12	50	3,27	0,04 €

Presupuesto de Obra

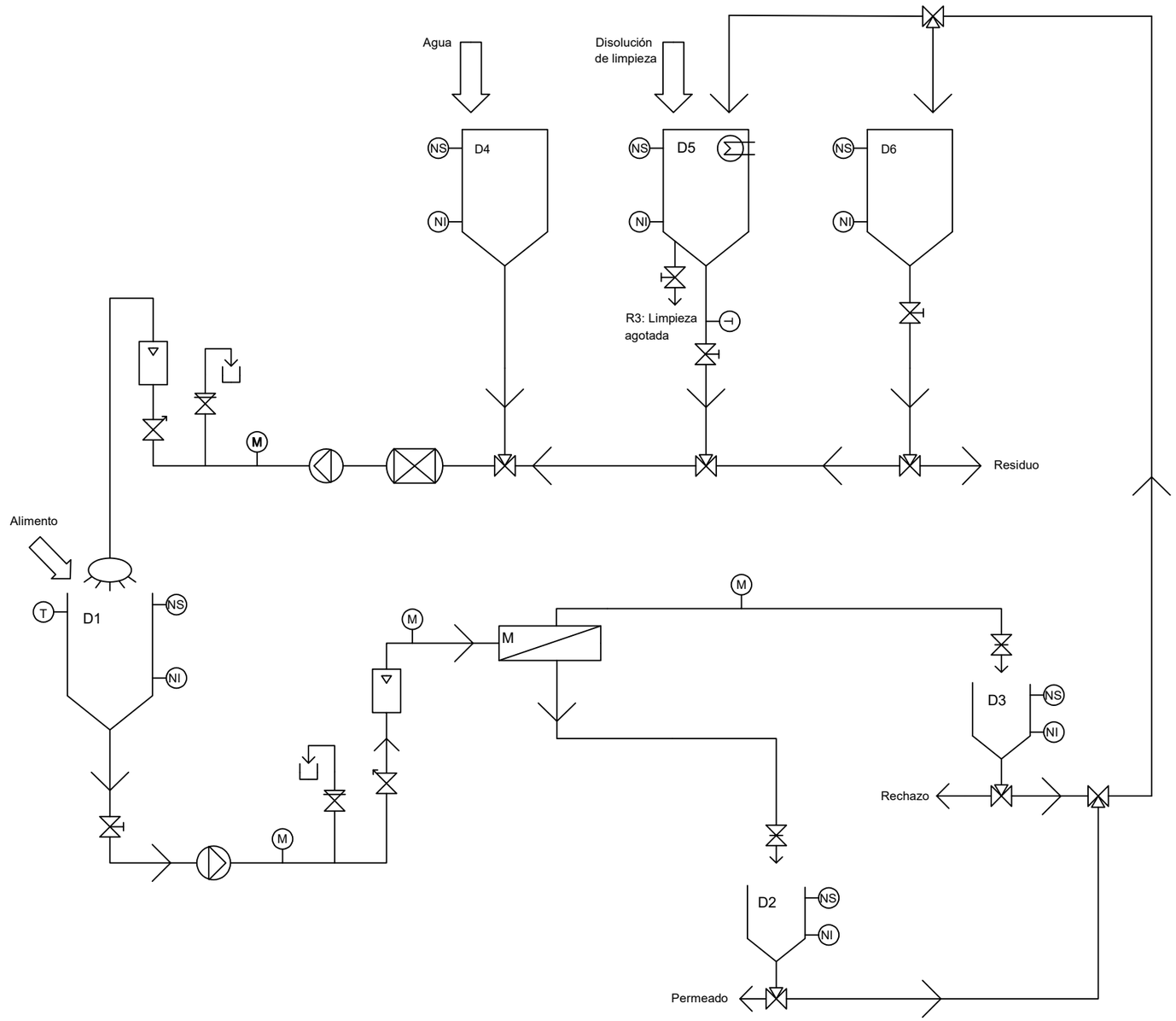
It.	DENOMINACIÓN	Ud.	CANTIDAD	PRECIO UNITARIO (€)	TOTAL (€)
	PRESUPUESTO A ESCALA INDUSTRIAL				**60.474,38 €**
1	**Coste del material fungible**				**2.397,58 €**
1.1	Membrana NF270-440	Uds.	3	242,86 €	728,58 €
1.2	Tubo de presión (2 membranas)	Uds.	1	1.132,00 €	1.132,00 €
1.3	Filtro de cartuchos Russell Finex	Uds.	1	537,00 €	537,00 €
2	**Depósitos**				**45.776,66 €**
2.1	Depósito PRFV 120 m^3, Ø = 4 m y h= 9,5 m	Uds.	1	20.810,00 €	20.810,00 €
2.2	Depósito PRFV 100 m^3, Ø = 4 m y h= 8 m	Uds.	1	18.112,28 €	18.112,28 €
2.3	Depósito PRFV 16,5 m^3, Ø = 2,5 m y h= 4,2 m	Uds.	1	3.268,64 €	3.268,64 €
2.4	Depósito PRFV 10 m^3, Ø = 2 m y h= 3,2 m	Uds.	1	2.208,38 €	2.208,38 €
2.5	Depósito PRFV 1,40 m^3, Ø = 1 m y h= 1,8 m	Uds.	2	688,68 €	1.377,36 €
3	**Bombas**				**2.418,10 €**
3.1	DL- PCM Delasco FC 30-2A	Uds.	1	1.420,87 €	1.420,87 €
3.2	DL- PCM Delasco FC 25-2C	Uds.	1	997,23 €	997,23 €
4	**Tuberías**				**1.263,99 €**
4.1	Tubería INOX 316 L DN 10 mm	m	4,6	8,40 €	38,64 €
4.2	Tubería INOX 316 L DN 32 mm	m	63	19,45 €	1.225,35 €
5	**Codos y uniones en T**				**155,06 €**
5.1	Codo 90° INOX 316 L DN 10 mm	Uds.	3	2,31 €	6,93 €
5.2	Codo 90° INOX 316 L DN 32 mm	Uds.	11	3,41 €	37,51 €
5.3	UNIÓN T INOX 316 L DN 10 mm	Uds.	1	4,52 €	4,52 €
5.4	UNIÓN T INOX 316 L DN 32 mm	Uds.	10	10,61 €	106,10 €
6	**Equipos auxiliares e instrumenación**				**8.462,99 €**
6.1	Manómetro industrial WIKA	Uds.	4	120,40 €	481,60 €
6.2	Cabezales rotativos a chorro Alfa Laval	Uds.	1	726,00 €	726,00 €
6.3	Sensor de temperatura industrial Ifm	Uds.	2	274,67 €	549,34 €
6.4	Caudalímetro de inserción Hydrins	Uds.	2	324,76 €	649,52 €
6.5	Válvula de 3 vías Depala DN10	Uds.	2	142,13 €	284,26 €
6.6	Válvula de 3 vías Depala DN32	Uds.	5	326,00 €	1.630,00 €
6.7	Intercambiador de calor UF Alfa Laval Línea industrial	Uds.	1	543,00 €	543,00 €
6.8	Válvula de mariposa DN32	Uds.	4	782,67 €	3.130,68 €
6.9	Válvula de compuerta DN10	Uds.	1	31,12 €	31,12 €
6.10	Válvula de compuerta DN32	Uds.	1	57,41 €	57,41 €
6.11	Válvula de regulación	Uds.	4	69,02 €	276,08 €
6.12	Recipiente de extracción 15 L	Uds.	2	51,99 €	103,98 €

Presupuesto de Obra

It.	DENOMINACIÓN	Ud.	CANTIDAD	PRECIO UNITARIO (€)	TOTAL
1	Presupuesto a escala laboratorio	€			2.696,90 €
2	Presupuesto a escala industrial	€			60.474,38 €
				TOTAL	63.171,28 €
3	Presupuesto de Ejecución de Material (PEM)				15.792,82 €
3.1	Sistema de control de procesos (15 %)	%	0,15		9.475,69 €
3.2	Instalación eléctrica (10 %)	%	0,1		6.317,13 €
				TOTAL	78.964,10 €
4	Presupuesto de Ejecución por Contrata (PEC)				15.003,18 €
4.1	Gastos generales (13 %)	%	0,13		10.265,33 €
4.2	Beneficio industrial (6 %)	%	0,06		4.737,85 €
				TOTAL	93.967,28 €
5	Presupuesto Base de Licitación (PBL)				19.733,13 €
5.1	IVA (21 %)	%	0,21		19.733,13 €
				TOTAL	113.700,41 €
6	PRESUPUESTO DE INVERSIÓN				$ 4.548,02
6.1	Honorarios del proyectista (4 %)	%	0,04		$ 4.548,02
				TOTAL	118.248,42 €

Por lo tanto, el presupuesto de inversión inicial para el diseño y la instalación de la planta de nanofiltración es de 118.248,42 €: CIENTO DIECIOCHO MIL DOSCIENTOS CUARENTA Y 0CH0 EUROS Y CUARENTA Y DOS CÉNTIMOS.

PLANOS



Leyenda

D1: Tanque alimento	D5: Tanque disolución limpieza
D2: Tanque permeado	D6: Tanque agua residual
D3:Tanque rechazo	M: Membrana de nanofiltración
D4: Tanque agua de red	

Manómetro
Termómetro
Indicador de nivel
Válvula de 3 vías
Válvula de compuerta
Válvula de regulación
Válvula de seguridad
Válvula reguladora de presión
Bomba
Caudalímetro
Intercambiador de calor
Filtro
Cabezal rotativo
Recipiente
Aportes externos al proceso

TRABAJO FINAL DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIERÍA INDUSTRIAL VALENCIA

Proyecto: EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE NANOFILTRACIÓN PARA PURIFICAR LOS COMPUESTOS FENÓLICOS PRESENTES EN EL ALPERUJO, TRAS SU EXTRACCIÓN Y PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN

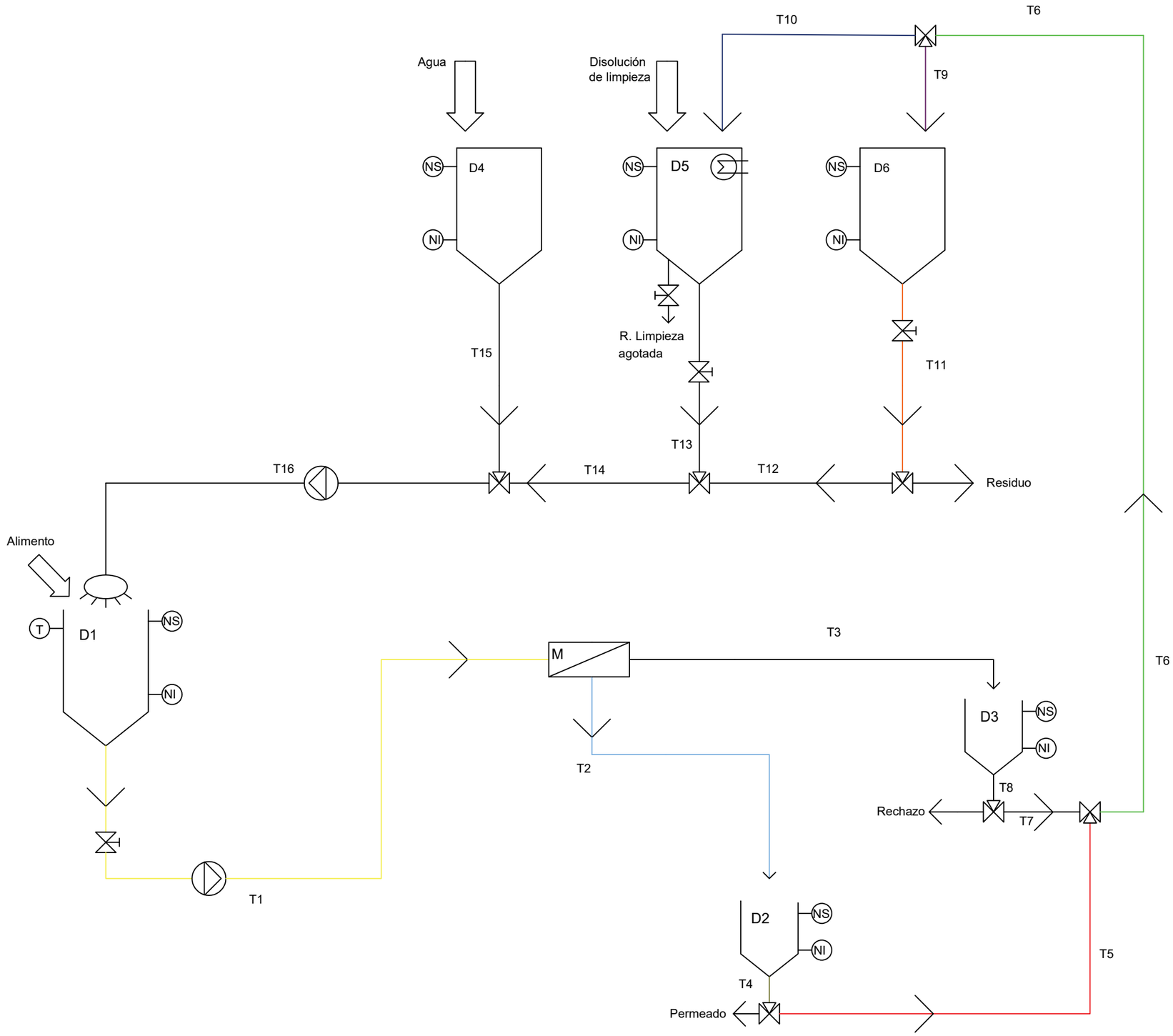
Plano: Distribución de la planta de nanofiltración

Fecha: Noviembre 2022

Nº Plano: 1

Autor: Ana María Sáez Montesinos

Escala: 1:200



TRABAJO FINAL DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIERÍA INDUSTRIAL VALENCIA

Proyecto: EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE NANOFILTRACIÓN PARA PURIFICAR LOS COMPUESTOS FENÓLICOS PRESENTES EN EL ALPERUJO, TRAS SU EXTRACCIÓN Y PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN

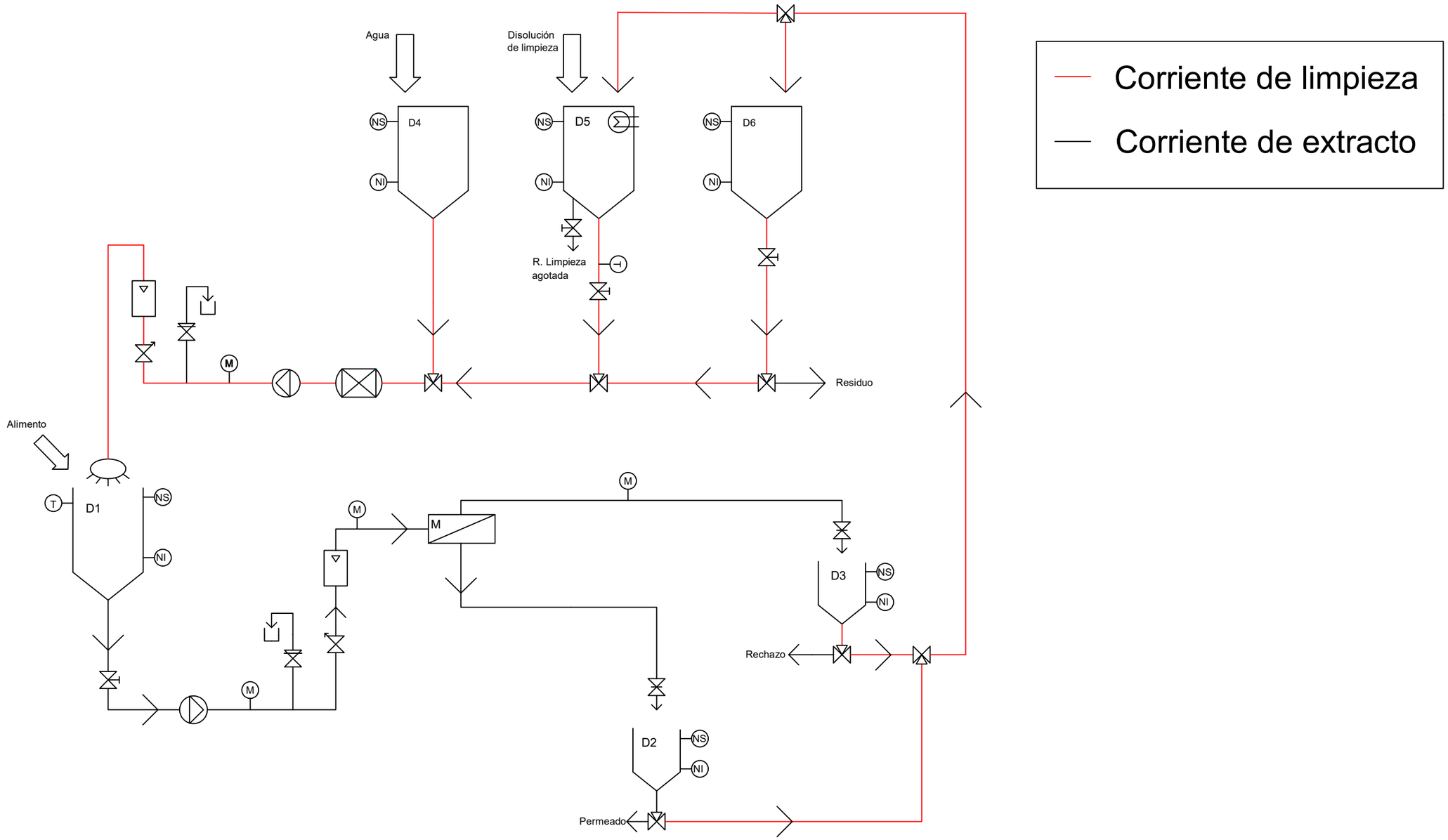
Plano: Distribución de tuberías en la planta industrial

Fecha: Noviembre 2022

Nº Plano: 2

Autor: Ana María Sáez Montesinos

Escala: 1:200



TRABAJO FINAL DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIERÍA INDUSTRIAL VALENCIA

Proyecto: EVALUACIÓN DE UN PROCESO DE NANOFILTRACIÓN PARA PURIFICAR LOS COMPUESTOS FENÓLICOS PRESENTES EN EL ALPERUJO, TRAS SU EXTRACCIÓN Y PRETRATAMIENTO MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN

Plano: Esquema de planta industrial y proceso de limpieza

Fecha: Noviembre 2022

Nº Plano: 3

Autor: Ana María Sáez Montesinos

Escala: 1:200