



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

**RECUPERACIÓN Y CONCENTRACIÓN DE PROTEINAS DEL SUERO DE
LECHE MEDIANTE ULTRAFILTRACIÓN Y NANOFILTRACIÓN.**

POR
Carla Constanza Farías Saldías

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de
Concepción para optar al título profesional de Ingeniera Civil Química

Profesor Guía:
Luis Pino Soto
Constanza Arriagada
Gajardo

Profesor comisión:
Teresita Marzialetti

Agosto 2025
Concepción (Chile)

© 2025 Carla Constanza Farías Saldías

© 2025 Carla Constanza Farías Saldías

Ninguna parte de esta tesis puede reproducirse o transmitirse bajo ninguna forma o por ningún medio o procedimiento, sin permiso por escrito del autor

Agradecimientos

A mi mamá, a Sebastián y a Baldomero.

Resumen

La recuperación de elementos valiosos del suero ácido es una práctica poco explorada en la industria láctea debido a sus limitaciones de procesabilidad. Su alta concentración de ácido láctico afecta negativamente la cristalización de la lactosa. Por este motivo, surge la necesidad de evaluar el uso de tecnología de membranas para el tratamiento del suero ácido, con el fin de concentrar proteínas y lactosa y, a la vez, extraer el ácido láctico.

Este estudio se centró en evaluar tres configuraciones de filtración, dos configuraciones combinadas de ultrafiltración (UF) con nanofiltración (NF) y una configuración de nanofiltración directa (UF (10 kDa) + NF270¹, UF (100 kDa) + NF270²; y NF270³). Se realizaron mediciones analíticas de proteínas, lactosa, ácido láctico y Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO₅) para analizar el rendimiento de cada sistema. Además, se analizó la influencia de la limpieza química en la recuperación de la permeabilidad de las membranas luego de procesar suero ácido y el permeado proveniente de las etapas de UF.

En relación con la concentración de proteínas, la UF (10 kDa) demostró ser proceso efectivo, se obtuvo un aumento máximo de concentración de 94%, mientras que con UF (100 kDa) el aumento máximo fue de 116,07%. Respecto a la lactosa (LT), ninguna de las configuraciones combinadas permitió alcanzar el aumento de concentración esperado; por el contrario, en el retenido final posterior a la etapa de NF se observó una disminución. En relación con el ácido láctico (AL), el proceso combinado UF (100 kDa) + NF270² resultó ser más efectivo para reducir su concentración en el retenido final (32–39%). Sin embargo, la relación AL/LT no fue suficiente para garantizar la pureza necesaria para aplicaciones que exigen lactosa de alta calidad. Todas las membranas resultaron eficientes para la disminución de la DBO₅, alcanzando reducciones superiores al 92%; para mayores reducciones, se sugiere implementar etapas de filtración en serie utilizando membranas de UF (100 kDa).

La operación con suero ácido provocó una disminución considerable de la permeabilidad de las membranas de UF y NF. Los procesos de limpieza implementados lograron recuperar hasta el 89% de la permeabilidad inicial, sin embargo, la limpieza química por sí sola fue ineficiente, por lo que fue necesario adicionar una etapa posterior de hidratación con etanol.

Para estudios posteriores, se sugiere profundizar en el diseño de estrategias de limpieza de membranas más eficaces y menos agresivas, como surfactantes y enzimas, con el fin de evitar incrustaciones por la desnaturalización de proteínas y mejorar la selectividad del sistema para la separación de lactosa y ácido láctico.

Abstract

The recovery of valuable elements from acid whey is a little-explored practice in the dairy industry due to its processing limitations. Its high concentration of lactic acid negatively affects the crystallization of lactose. For this reason, there is a need to evaluate the use of membrane technology for the treatment of acid whey, to concentrate proteins and lactose while separating lactic acid from them.

This study focused on evaluating three filtration configurations: two combined ultrafiltration and nanofiltration configurations and one direct nanofiltration configuration (UF (10 kDa) + NF, UF (100 kDa) + NF, and NF). Analytical measurements of proteins, lactose, lactic acid, and Biochemical Oxygen Demand (BOD) were performed to analyze the performance of each system. In addition, the influence of chemical cleaning on the recovery of membrane permeability after being treated with acid whey and permeate from the UF stages was analyzed.

In relation to protein concentration, UF (10 kDa) proved to be an effective process, with a maximum concentration increase of 94%, while with UF (100 kDa) the maximum increase was 116.07%. With regard to lactose (LT), none of the combined configurations achieved the expected increase in concentration; on the contrary, a decrease in the final retention after the NF stage was observed. In relation to lactic acid (LA), the combined UF (100 kDa) + NF2702 process was more effective in reducing its concentration in the final retentate (32–39%). However, the required LA/LT ratio was not sufficient to guarantee the purity required for subsequent applications that demand high-quality lactose. All membranes were efficient in reducing BOD, achieving reductions > 92%. For greater reductions, it is suggested to implement serial filtration stages using UF (100 kDa) membranes.

The acid whey treatment caused a considerable decrease in the permeability of the UF and NF membranes. The cleaning processes implemented managed to recover up to 89% of the initial permeability. However, chemical cleaning alone was inefficient, so it was necessary to add a subsequent ethanol hydration stage.

For further studies, it is suggested to further develop more effective membrane cleaning strategies, improve the selectivity of the system for the separation of lactose and lactic acid, and explore the possibility of implementing membranes in series to obtain a permeate with a BOD within the permissible limits for subsequent discharge into rivers, lakes, or the sea.

Índice

1.	Introducción.....	10
2.	Objetivos.....	13
2.1.	Objetivo general.....	13
2.2.	Objetivos específicos.....	13
3.	Materiales y Métodos.....	14
3.1.	Suero de leche.....	14
3.2.	Membranas.....	14
3.2.1.	Membranas de ultrafiltración.....	14
3.2.2.	Membrana de nanofiltración.....	15
3.3.	Equipo experimental.....	15
3.4.	Caracterización de muestras.....	16
3.4.1.	Método Bradford.....	17
3.4.2.	Método Dubois.....	17
3.4.3.	Acidez titulable.....	18
3.5.	Modo recirculación.....	18
3.6.	Caracterización de la membrana.....	18
3.7.	Modo concentración.....	19
3.8.	Determinación de la presión de operación.....	20
3.9.	Limpieza de la membrana.....	20
3.10.	Modelos de filtración para la evaluación de la disminución del flujo.....	20
3.11.	Análisis de resistencias.....	21
3.12.	Determinación del ángulo de contacto.....	22
4.	Resultados y discusión.....	22
4.1.	Modo recirculación total.....	22

4.1.1.	Permeabilidad hidráulica.....	22
4.1.2.	Determinación de la presión de operación	23
4.2.	Modo concentración	25
4.3.	Evolución del ensuciamiento y desempeño de las membranas.....	28
4.4.1.	Identificación del mecanismo de ensuciamiento mediante modelo de Hermia	28
4.4.2.	Limpieza de las membranas de ultrafiltración	32
4.4.3.	Membrana de nanofiltración	33
4.5.	Análisis de resistencias.....	34
4.6.	Ángulo de contacto.....	35
4.7.	Evaluaciones analíticas	36
4.7.1.	Caracterización del suero ácido.....	36
4.7.2.	Proteínas	36
4.7.3.	Lactosa	37
4.7.4.	Ácido láctico	40
4.7.5.	Calidad del efluente.....	41
5.	Conclusiones.....	43
6.	Referencias.	45

Índice de figuras

Figura 1. Esquema simple del sistema de operación	16
Figura 2. Permeabilidad hidráulica de las membranas nuevas hidratadas en etanol (a) Membrana de 10 kDa (b) Membrana de 100 kDa (c) Membrana NF270.....	23
Figura 3. Efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado para la membrana de UF (10 kDa) (Condiciones de operación: T = 20°C; Q = 100 L/h)	24
Figura 4. Efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado para la membrana de UF (100 kDa) (Condiciones de operación: T = 20°C; Q = 100 L/h)	24
Figura 5. Efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado para la membrana NF270 (Condiciones de operación: T = 20°C; Q = 100 L/h)	25
Figura 6. Ultrafiltración de suero ácido con una membrana de UF (10 kDa) en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 3 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h).....	26
Figura 7. Ultrafiltración del suero ácido con una membrana de UF (100 kDa) en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 3,5 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)	26
Figura 8. Nanofiltración del permeado de la UF (10 kDa) con una membrana NF270 ¹ en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 25 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)	27
Figura 9. Nanofiltración del permeado de la UF (100 kDa) con una membrana NF270 ² en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 25 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)	27
Figura 10. Nanofiltración del suero ácido con una membrana NF270 ³ en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 25 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h).....	28
Figura 11. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 3 bar con la membrana de UF (10 kDa). (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.....	30
Figura 12. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 3,5 bar con la membrana de UF (100 kDa). (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.....	30
Figura 13. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270 ¹ . (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.....	31
Figura 14. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270 ² (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.....	31
Figura 15. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270 ³ . (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.....	32
Figura 16. Concentración de lactosa contenidas en el suero, permeado y retenido resultantes de la nanofiltración.	39
Figura 17. Concentración de ácido láctico contenido en el suero, permeado y retenido resultantes de la nanofiltración directa.	41
Figura 18. Demanda Bioquímica de Oxígeno.	42

Índice de tablas

Tabla 1 Composición del suero proveniente de la producción de yogur Skyr	14
Tabla 2 Fichas técnicas de las membranas de ultrafiltración.....	14
Tabla 3 Ficha técnica de la membrana de nanofiltración	15
Tabla 4 Métodos utilizados para caracterizar el suero ácido, permeado y retenido.	17
Tabla 5 Modelo de Hermia	21
Tabla 6 Permeabilidades hidráulicas de las membranas de ultrafiltración antes y después de los procesos de limpieza.	33
Tabla 7 Permeabilidad hidráulica de la membrana de nanofiltración antes y después de los procesos de limpieza	34
Tabla 8 Determinación de las resistencias.....	35
Tabla 9 Ángulo de contacto de las membranas de UF Y NF	36
Tabla 10 Caracterización de suero ácido crudo.....	36
Tabla 11 Evaluación de la concentración de proteínas contenida en el permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con las membranas de MWCO de 10 kDa y 100 kDa.....	37
Tabla 12 Evaluación de la concentración de lactosa contenida en el permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con membranas de 10 kDa y 100 kDa.....	38
Tabla 13 Evaluación de la concentración de lactosa contenida en el permeado y retenido resultantes de la nanofiltración con la membrana NF270	38
Tabla 14 Evaluación de la concentración de ácido láctico contenido en el permeado y retenido resultantes de la nanofiltración con la membrana NF270	40
Tabla 15 Propuesta teórica de filtración por múltiples etapas utilizando la configuración UF + UF.....	42

1. Introducción.

El Skyr es un producto lácteo tradicional de Islandia, consumido desde la época vikinga (Gudmundsson & Kristbergsson, 2016). Se caracteriza por su textura espesa, su elevado contenido proteico y su bajo nivel de grasa. Para su elaboración se utiliza leche descremada y cultivos vivos, que se dejan coagular, obteniéndose como subproducto el suero ácido (Reykdal et al., 2011).

Una empresa láctea incorporó el yogur Skyr a su línea productiva con buen recibimiento del público general, sin embargo, el suero ácido generado como subproducto les ha generado un problema de gestión de residuos debido a su capacidad contaminante. El suero posee una alta carga orgánica, expresada mediante su alta demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO_5), lo que implica un considerable requerimiento de oxígeno durante su proceso de degradación. Esta condición provoca que su vertido incremente el consumo de oxígeno disuelto en los cuerpos receptores, provocando alteraciones en el equilibrio ecológico (Parzanese, 2017). En consecuencia, resulta imprescindible invertir en instalaciones de tratamiento de aguas residuales previas a su descargada al ambiente.

Recuperar los elementos valiosos presentes en el suero dulce es una práctica habitual y establecida en la industria láctea, que permite reducir el volumen de residuos generados por este subproducto. Sin embargo, es un área poco explorada para el suero ácido debido a sus características. El suero ácido proviene de la producción de quesos crema y frescos, y de la producción de yogures colados, como el Skyr y el yogur griego. Se produce mediante la coagulación por fermentación de la lactosa a ácido láctico o mediante la adición de ácido durante la producción de caseína (Buchanan et al., 2023; Roselli et al., 2025). Por otra parte, el suero dulce se obtiene por la coagulación con cuajo durante la fabricación de queso (Buchanan et al., 2023). El suero ácido posee un pH mucho más bajo que el suero dulce (4,5 frente a 5,8), menor contenido de lactosa (34 – 43 frente a 44 – 48 g/dm^3) y un mayor contenido de ácido láctico (5 – 9 frente a 0,5 -1 g/dm^3); el contenido de proteína es aproximadamente el mismo (Talebi et al., 2020). En términos de origen, el suero ácido se obtiene por coagulación ácida (fermentación láctica o adición de ácido), mientras que el suero dulce proviene de la coagulación enzimática con cuajo; esta diferencia explica el pH más bajo, el mayor contenido de ácido láctico y sales, y la menor lactosa del suero ácido, con implicancias directas en su procesabilidad.

Actualmente, el suero ácido se utiliza principalmente en la industria alimentaria animal debido a su alto valor nutracéutico, ya que las proteínas presentes son valiosas como aditivos

alimentarios (Kaur et al., 2020).

Las principales limitaciones para el procesamiento del suero ácido, en comparación al suero dulce, son la presencia de calcio y su alta concentración de ácido láctico, que afectan negativamente la cristalización de la lactosa (Talebi et al., 2020). Esta cristalización es clave para su recuperación y purificación industrial, por lo que su inhibición reduce rendimiento y calidad del producto. Los objetivos para la calidad de la lactosa pueden definirse de manera equivalente a los definidos para la lactosa del suero dulce: pureza superior al 90%, con una relación máxima ácido láctico/lactosa (AL/LT) de 0,042 g/g (Roselli et al., 2025).

La tecnología de membranas es ampliamente utilizada en la industria láctea, principalmente en el mejoramiento de las características de la leche, en la separación de grasa y para el aprovechamiento y tratamiento del suero lácteo (Parzanese, 2017).

Investigaciones recientes se han centrado en documentar la viabilidad de la integración de ultrafiltración (UF) con nanofiltración (NF) con el objetivo de eliminar el ácido láctico y los electrolitos monovalentes presentes en el suero ácido, favoreciendo la obtención de fracciones de lactosa con bajo contenido de ácido láctico; para producir suero en polvo de alta calidad. Sin embargo, este proceso requiere un tratamiento posterior de electrodiálisis para obtener soluciones desmineralizadas. (Talebi et al., 2020).

La ultrafiltración se utiliza para recuperar proteínas de suero, la selectividad de las membranas de UF permite retener estos compuestos, mientras que la lactosa y sales pasan al permeado. Las proteínas presentes en el suero ácido poseen pesos moleculares que varían entre 14 kDa (β -Lactoglobulina) y 150 kDa (inmunoglobulinas) (Buchanan et al., 2023). Membranas de ultrafiltración 10 kDa, 30 kDa, 100 kDa, son capaces de retener dichas proteínas, permitiendo su concentración. Talebi et al. (2020), utilizaron membranas de UF de 10 kDa de poli(éter sulfona) a una presión de 6 bar para generar una corriente rica en proteínas (5 veces la concentración de la alimentación) a partir de suero ácido. El fraccionamiento del suero se realiza principalmente mediante membranas de polisulfona, debido a que poseen buena estabilidad mecánica y térmica, con un corte de 1-800 kDa operadas dentro de un rango de presión transmembrana de 0,1 – 1 MPa (Cui et al., 2010; Talebi et al., 2020).

La corriente de permeado rica en lactosa genera gran interés, ya que puede destinarse a la nutrición humana y formulación de alimentos (de Souza et al., 2010). Además, sus propiedades fisicoquímicas y organolépticas tales como la plasticidad, compresibilidad, lubricación, firmeza y

sabor ligero, lo hacen apto para la fabricación de píldoras en la industria farmacéutica (Thongzai et al., 2022). Por otra parte, recuperar la lactosa presente en el suero minimiza el potencial contaminante de este, ya que disminuye la DBO₅.

Se ha documentado la implementación de membranas de nanofiltración para lograr la desmineralización del suero ácido. Blais et al. (2022) proponen procesos de filtración de membranas en dos etapas, una primera etapa de nanofiltración para retener la lactosa y proteínas residuales y una segunda etapa de osmosis inversa para recuperar agua. En su investigación utilizan membranas con un corte típico de 150 – 700 Da a presiones de 10 a 30 bar Roselli et al. (2025), demostraron la viabilidad de la concentración y desacidificación simultáneas de lactosa operando con una unidad de nanofiltración en modo concentración (el retenido se recircula y el permeado se recoge continuamente), con factores de concentración de 3,5, seguida de una etapa de nanofiltración en modo de diafiltración a volumen constante, operada a presiones de 12-14 bar.

De Souza et al. (2010) estudiaron diversas configuraciones de proceso, incorporando microfiltración, ultrafiltración, intercambio iónico, ósmosis inversa y secado por aspersion; en su investigación concluyeron que el proceso más eficaz fue la integración de microfiltración (tamaño de poro nominal de 0,2 µm), ultrafiltración con un corte de peso molecular de 5 kDa, intercambio iónico y ósmosis inversa. Con este proceso obtuvo una pureza de lactosa del 99,8% y una recuperación global del 74 % de lactosa. En esta aplicación se emplean comúnmente membranas de ultrafiltración de PES de las series VT (3 kDa), MT (5 kDa) y ST (10 kDa), que proporcionan un equilibrio adecuado entre flujo, separación de proteínas y durabilidad de la membrana.

Este estudio propone ahondar en el desarrollo de un proceso de separación y concentración de proteínas y lactosa del suero ácido obtenido de la producción de Skyr, utilizando tecnología de membranas, particularmente ultrafiltración y nanofiltración, con el fin de mejorar la gestión de este residuo. La propuesta incluye la integración secuencial de UF y NF, con el fin de concentrar proteínas y recuperar lactosa con el menor contenido posible de ácido láctico. Además, se seleccionaron membranas de UF de peso molecular de corte de 10 kDa y 100 kDa para evaluar el efecto del tamaño de corte sobre la recuperación de proteínas y su comportamiento frente al ensuciamiento.

2. Objetivos.

2.1. Objetivo general.

Desarrollar un proceso de separación y concentración de proteínas del suero ácido de leche utilizando ultrafiltración (UF) y nanofiltración (NF), y determinar su eficiencia de separación y la recuperación del producto final.

2.2. Objetivos específicos.

En relación con lo anterior, se plantean los siguientes objetivos específicos:

1. Evaluar la eficiencia de separación de proteínas, lactosa y ácido láctico desde suero ácido, utilizando UF y NF en serie.
2. Estudiar el efecto del tamaño de corte de las membranas de UF sobre la eficiencia de separación de especies en el proceso de UF y NF en serie.
3. Evaluar la recuperación de la membrana para un tratamiento continuo en modo concentración, considerando un protocolo de limpieza basado en el análisis de resistencias al ensuciamiento físico y químico.

3. Materiales y Métodos.

3.1. Suero de leche

Para el procedimiento experimental se utilizó suero ácido proveniente de la producción de yogur Skyr de una empresa láctea. La **Tabla 1** muestra la composición del suero ácido proporcionada por la empresa láctea en comparación con la composición reportada para un suero ácido típico.

Tabla 1

Composición del suero proveniente de la producción de yogur Skyr

Característica	Suero ácido proporcionado por la empresa láctea (g/ dm ³)	Suero ácido típico ^b (g/ dm ³)
Proteínas	3,51	3,0-4,5
Lactosa	1,17	26-43
Ácido láctico	-	5.4-7

Fuente: ^aDatos proporcionados por la empresa Láctea, ^bRoselli et al. (2025)

3.2. Membranas

3.2.1. Membranas de ultrafiltración

Para el desarrollo experimental se dispuso de dos membranas de ultrafiltración, con pesos moleculares de corte de 10 y 100 kDa respectivamente. La ficha técnica de ambas membranas se resume en la **Tabla 2**.

Tabla 2

Fichas técnicas de las membranas de ultrafiltración

Característica	10 kDa ^a	100 kDa ^b
Tipo de membrana	Polietersulfona (PES)	Polietersulfona (PES)
Área activa (m ²)	0,014	0,014
Presión máxima de operación (bar)	8.3	8
Temperatura máxima de operación (°C)	60	50

Rango de pH, durante el funcionamiento a 25°C máx.	2 – 10.5	1.0 – 11.0
--	----------	------------

Fuente: ^aFicha técnica Synder Filtration ST (PES 10.000Da) ^bFicha técnica Synder Filtration LY (PES 100.000Da)

Para su uso práctico las membranas enrolladas en espiral se recortaron en trozos rectangulares de la medida de la celda de filtración (16,51 x 21,3 cm). Luego, con el objetivo de eliminar impurezas, se sometieron a una hidratación con etanol al 30% v/v por un periodo de 3 horas para finalmente, conservarlas en agua destilada hasta su uso.

3.2.2. Membrana de nanofiltración

Para el desarrollo experimental se dispuso de una membrana de nanofiltración NF270-2540, su ficha técnica se muestra en la **Tabla 3**.

Tabla 3

Ficha técnica de la membrana de nanofiltración

Característica	FilmTec™ NF270-2540
Tipo de membrana	Compuesto de película delgada de polipiperazina
Rechazo de sal (%)*	> 97%
Área activa (m ²)	0,014
Peso molecular de corte (MWCO) (Da)	200 - 300
Presión máxima de operación (bar)	41
Temperatura máxima de operación (°C)	45
Rango de pH en operación continua	3 - 10
Rango de pH en tiempos cortos de limpieza	1 - 12
Flujo máximo de alimentación (m ³ /h)	3.6

Nota. *Rechazo de sal según las siguientes condiciones de prueba: 2000 ppm de MgSO₄, 25 °C y 15% de recuperación a la presión especificada anteriormente.

Fuente: Ficha técnica DuPont FilmTex NF270

3.3. Equipo experimental

Todos los experimentos se realizaron utilizando la unidad de filtración de flujo cruzado a escala Sepa de la marca STERLITECH, dispuesto por el Departamento de Ingeniería Química de

la Universidad de Concepción. El equipo está conformado por dos celdas de acero inoxidable y un portaceldas de aluminio anodizado con un pistón y un manómetro de alta presión. Dicho equipo cuenta con un área activa de 140 cm² y permite una presión de operación máxima de 69 bar. Además, se dispuso de una bomba que impulsa la alimentación, dos manómetros ubicados a la entrada y a la salida de la celda, un rotámetro para medir el flujo de alimentación, un intercambiador de calor y una balanza digital. La unidad experimental completa se muestra en la **Figura 1**. El equipo experimental permite operar en dos modos, recirculación y concentración. Para el modo recirculación la válvula V1 se mantiene cerrada, mientras que la válvula V2 se abre para permitir la salida temporal del permeado, luego, se devuelve al estanque de alimentación junto con el retenido. En modo concentración, la válvula V1 permanece cerrada y la válvula V2 se mantiene abierta continuamente con el fin de recolectar el permeado en un estanque externo.

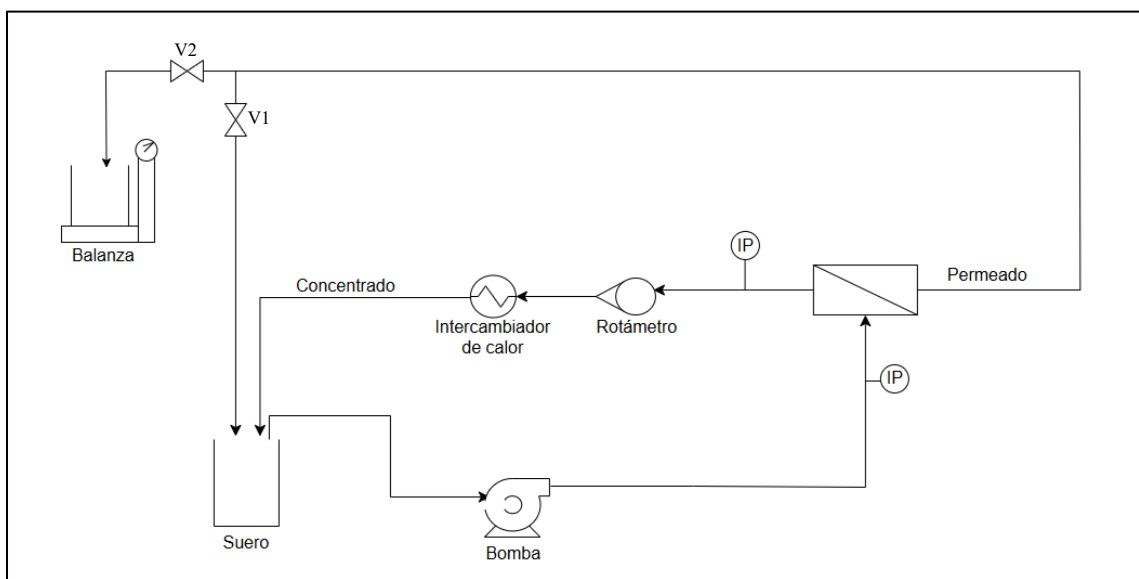


Figura 1. Esquema simple del sistema de operación

3.4. Caracterización de muestras

Los métodos utilizados para caracterizar las muestras de suero, permeado y retenido se exponen en la **Tabla 4**.

Tabla 4

Métodos utilizados para caracterizar el suero ácido, permeado y retenido.

Parámetro	Método
Proteínas	Método Bradford
Lactosa	Método Dubois
Ácido láctico	Acidez titulable
pH	Medidor de pH
Conductividad	Conductímetro
Demanda bioquímica de oxígeno	DBO ₅

3.4.1. Método Bradford

El método de determinación del contenido de proteínas totales se basa en la propiedad del colorante azul brillante G-250 de unirse a aminoácidos. La absorción de la solución de la muestra a 595 nm sirve como magnitud de medición para la concentración de proteínas.

Para determinar la concentración de proteínas, se mezclaron 0,05 mL de la muestra con 2,5 mL de la solución reactiva de Bradford, se dejó reposar 2 minutos para permitir la reacción. Luego, la mezcla se depositó en una cubeta de cuarzo y se midió la absorbancia a una longitud de onda de 595 nm. La curva de calibración del método se elaboró utilizando suero bovino.

3.4.2. Método Dubois

El método Dubois es un protocolo colorimétrico utilizado para determinar cantidades submicrónicas de azúcares, a partir del color amarillo producido por la reacción de los grupos reductores libres presentes en los polisacáridos con fenol-ácido sulfúrico (DuBois et al., 1956).

Para determinar la concentración de lactosa mediante el método Dubois, se mezcló en un tubo de vidrio, 10 µL de muestra con 440 µL de agua destilada, seguido de 50 µL 2,6-dimetilfenol y 1500 µL de ácido sulfúrico al 98%. Se dejó reposar 40 minutos para permitir la reacción. Luego, la solución se transfirió a una cubeta de cuarzo y se midió a la absorbancia a una longitud de onda de 508 nm. La curva de calibración del método se elaboró utilizando lactosa comercial a concentraciones de 1 g/L, 0,8 g/L, 0,6 g/L, 0,4 g/L, 0,2 g/L y 0,05 g/L.

3.4.3. Acidez titulable

La acidez titulable tiene como principio de medición el añadir a un volumen dado de suero el volumen necesario de solución alcalina de una concentración exacta hasta alcanzar el punto de neutralización (Fabro et al., 2006).

La concentración de ácido láctico (AL) se determinó utilizando 10 mL de muestra que se titularon con una disolución de NaOH 0,1 N, se utilizó fenolftaleína al 2% como indicador. En cuanto la muestra tomó un color rosado débil que perduró por más de 10 segundos, se registró el volumen de NaOH consumido, luego mediante la ecuación (1) se determinó la concentración de AL de cada muestra.

$$AL \left(\frac{g}{L} \right) = \frac{V_{NaOH} \cdot N \cdot PEQ_{AL}}{V_{muestra}} \quad (1)$$

Donde, V_{NaOH} es el volumen de NaOH consumido (mL), N es la normalidad del NaOH utilizado para titular, PEQ_{AL} es el peso equivalente del ácido láctico correspondiente a 90,08 (g/equivalente) y $V_{muestra}$ es el volumen de suero utilizado (mL).

3.5. Modo recirculación

En los experimentos realizados en modo recirculación los flujos de permeado y retenido fueron retornados al tanque de alimentación, con el objetivo de mantener constante la concentración de la alimentación.

Todos los experimentos se realizaron a 20°C y a un caudal de alimentación de 100 L/h, correspondiente a una velocidad superficial de 0,36 m/s.

3.6. Caracterización de la membrana

Para calcular la permeabilidad hidráulica de las membranas de ultrafiltración se determinó el flux de permeado utilizando agua destilada en modo recirculación total, para ello se midió la masa de permeado luego de tres minutos de operación a 3, 4, y 5 bar para la membrana nueva hidratada en etanol. Para la membrana de nanofiltración se utilizó el mismo método, pero para presiones de 20, 25 y 30 bar. El flux de permeado (J_w) de agua destilada se obtuvo utilizando la ecuación (2)

$$J_w \left(\frac{L}{m^2 h} \right) = \frac{\Delta V}{A \cdot \Delta t} \frac{\eta_{T(^{\circ}C)}}{\eta_{20(^{\circ}C)}} \quad (2)$$

Donde, $\Delta V/\Delta t$ es el volumen de permeado en el tiempo (L/h), A es el área activa de filtración (m^2), $\eta_{T(^{\circ}C)}$ es la viscosidad dinámica del agua destilada (Pa s) a la temperatura de operación y $\eta_{20(^{\circ}C)}$, es la viscosidad dinámica del agua destilada (Pa s) a 20 °C. La constante de permeabilidad hidráulica para el agua, L_p (L/m²h bar), se determinó a partir del modelo de difusión (3).

$$J_w = L_p \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (3)$$

Donde, ΔP es la diferencia de presión hidrostática entre la alimentación y permeado (bar) y $\Delta \pi$ es la diferencia de presión osmótica entre la alimentación y permeado (bar). Para el agua destilada $\Delta \pi$ es cero obteniéndose la ecuación (4).

$$J_w = L_p \cdot (\Delta P) \quad (4)$$

3.7. Modo concentración

Todos los experimentos se realizaron a 20°C y a un caudal de alimentación de 100 L/h, correspondiente a una velocidad superficial de 0,36 m/s.

Se realizaron experimentos en modo concentración, donde el recipiente de alimentación se llenó inicialmente con 2 L de suero, el retenido se recirculó y el permeado se recogió continuamente. Se registró el tiempo cada vez que el volumen del recipiente de alimentación disminuyó en 20 mL y se anotó el aumento del volumen permeado. Para el análisis del proceso, se utilizó el factor de reducción de volumen (VRF), definido como la relación del volumen inicial de la alimentación y el volumen de retenido resultante (Cassano et al., 2007). Este parámetro se empleó para comparar los tiempos de proceso y el nivel de concentración alcanzado a un VRF dado.

Se llevaron a cabo distintos ensayos en modo concentración, utilizando tres configuraciones de membrana, UF (10 kDa) + NF270¹, UF (100 kDa) + NF270² y NF270³. En las dos primeras configuraciones, se alimentó suero ácido a las membranas de ultrafiltración (10 kDa o 100 kDa) y el permeado resultante se procesó con una membrana de nanofiltración (NF270). En la tercera

configuración, se utilizó suero ácido como alimentación.

3.8. Determinación de la presión de operación

La determinación de la presión de operación para las membranas de UF (10 kDa), UF (100 kDa) y NF270 se realizó operando en modo recirculación total, a presiones de 2, 3, 4 y 5 bar para las membranas de UF y a presiones de 15, 20, 25 y 30 bar para la membrana de NF. Para todas las membranas se utilizó un caudal de 100 L/h a temperatura de 20 -21 °C.

3.9. Limpieza de la membrana

Después de cada experimento, el módulo se sometió a un lavado con agua destilada por 15 minutos, seguido a esto se realizó un lavado ácido-base utilizando HCl al 0,2% v/v y NaOH + EDTA al 0,1% p/p + 1% p/p. La limpieza se realizó mediante un ciclo de recirculación de 15 minutos, seguido por 10 minutos de reposo, para finalmente, recircular la solución por 15 minutos. El flujo recirculado fue de 250 L/min a una temperatura de 17°C. Luego de cada lavado, las membranas fueron enjuagadas para retirar restos de los agentes químicos utilizados. Para verificar la efectividad del proceso de limpieza, luego de este, se determinó la permeabilidad hidráulica con agua destilada y se comparó con el valor obtenido para la membrana nueva e hidratada con etanol.

3.10. Modelos de filtración para la evaluación de la disminución del flujo

La disminución del flujo de permeado a medida que avanza el tiempo de procesamiento, indica el ensuciamiento de la membrana. Este efecto puede ser causado por diversos factores como, la formación de torta, la adsorción y el bloqueo de poros. Para analizar estos fenómenos se utilizó el “modelo de Hermia”, dicho modelo predice cuatro comportamientos de ensuciamiento diferentes, filtración de bloqueo completo, filtración de bloqueo estándar, filtración de bloqueo intermedio y filtración de torta (Mohammadi & Esmaelifar, 2005). Los datos de flux de permeado obtenidos experimentalmente se aplicaron a las ecuaciones del modelo de filtración que se muestra en la **Tabla 5**. Para cada caso se graficaron las transformaciones correspondientes del flux de permeado (J) en función del tiempo, asumiendo una línea de tendencia lineal, la pendiente de cada curva entrega el coeficiente de transferencia de masa de filtración (k). Los valores de flux de permeado inicial (J_0) y coeficiente de regresión (R^2) se obtienen desde las ecuaciones del modelo.

Tabla 5
Modelo de Hermia

Modelo	Ecuación	Nombre corto
Filtración de bloqueo completo	$\ln(J^{-1}) = \ln(J_0)^{-1} + k_1 \cdot t$	A
Filtración de bloqueo estándar	$J^{-1/2} = J_0^{-1/2} + k_2 \cdot t$	B
Filtración de bloqueo intermedio	$J^{-1} = J_0^{-1} + k_3 \cdot t$	C
Filtración de torta	$J^{-2} = J_0^{-2} + k_4 \cdot t$	D

Fuente: Kaya et al., (2010)
 $k_1(\text{s}^{-1})$, $k_2(\text{m}^{-1/2}\text{s}^{-1})$, $k_3(\text{m}^{-1}\text{s}^{-1})$, $k_4(\text{m}^{-2}\text{s}^{-1})$, $J_0(\text{L}/\text{m}^2\text{h})$

3.11. Análisis de resistencias

El análisis de resistencias se realizó considerando los fenómenos reversibles e irreversibles que contribuyen a esta. Se utilizó un modelo de resistencias en serie, donde la resistencia total, R_T ($1/\text{m}$), se define mediante la ecuación 5, según:

$$R_T = R_m + R_c + R_{f,re} + R_{f,irr} + R_e \quad (5)$$

Donde, R_m es la resistencia intrínseca de la membrana, R_c , es la resistencia de la capa de torta, R_f es la resistencia a la incrustación, esta es la suma de dos componentes, $R_{f,re}$, una capa adsorbida reversible que puede eliminarse mediante una limpieza química, $R_{f,irr}$, una resistencia a la incrustación irreversible que no es posible eliminar mediante limpieza química (Cassano et al., 2007) y R_e es la resistencia luego de hidratar la membrana con etanol.

R_m se calculó utilizando la permeabilidad hidráulica de la membrana nueva e hidratada con etanol.

$$R_m = \frac{1}{\eta_{w,20(\text{C})} L_p^0} \quad (6)$$

Donde, $\eta_{20(\text{C})}$ es la viscosidad del agua a 20 °C (Pa s), L_p^0 es la permeabilidad hidráulica de la membrana nueva ($\text{m s}^{-1} \text{kPa}^{-1}$).

Los métodos de limpieza descritos anteriormente permiten evaluar R_c , y $R_{f,re}$. Luego de

la limpieza con agua, el modelo de resistencias queda como muestra la ecuación (5)

$$R_m + R_{f,re} + R_{f,irr} = \frac{1}{\eta_{w,20(^{\circ}C)} L_p^1} \quad (7)$$

Donde, L_p^1 es la permeabilidad hidráulica luego de la limpieza con agua.

De igual forma, es posible eliminar $R_{f,re}$ mediante la limpieza química, luego, la ecuación se reduce a (6)

$$R_m + R_{f,irr} = \frac{1}{\eta_{w,20(^{\circ}C)} L_p^2} \quad (8)$$

Donde, L_p^2 es la permeabilidad hidráulica luego de la limpieza con ácido base.

3.12. Determinación del ángulo de contacto

La medición del ángulo de contacto se realizó para analizar la hidrofobicidad de las membranas de UF (10 kDa), UF (10 kDa) y NF270, nuevas y luego de ser utilizadas y sometidas a procesos de limpieza química e hidratación con etanol. Se utilizó el método de la gota sésil con un goniómetro. Para ello se cortaron trozos de membranas nuevas y usadas y se secaron, una vez secas se depositó sobre ellas una gota y se tomó una medida de ángulo de contacto por segundo durante 30 segundos. Cada medición se realizó por duplicado.

4. Resultados y discusión.

4.1. Modo recirculación total

4.1.1. Permeabilidad hidráulica

La **Figura 2** muestra el efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado, donde, el caudal y la temperatura se mantuvieron constantes en 100 L/h y 20 °C respectivamente. A partir de la ecuación (4), se obtuvo una permeabilidad hidráulica de 47, 226 $\text{Lm}^{-2} \text{h}^{-1} \text{bar}^{-1}$ para la membrana de 10 kDa, 20,725 $\text{Lm}^{-2} \text{h}^{-1} \text{bar}^{-1}$ para la membrana de 100 kDa y 9,268 $\text{Lm}^{-2} \text{h}^{-1} \text{bar}^{-1}$ para la membrana NF270. La permeabilidad obtenida para la membrana de NF es consistente con lo reportado por otros autores (Pino et al., 2018).

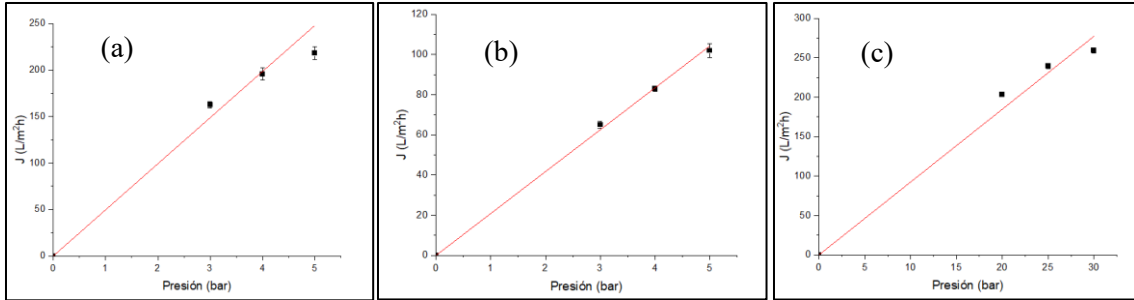


Figura 2. Permeabilidad hidráulica de las membranas nuevas hidratadas en etanol (a) Membrana de 10 kDa (b) Membrana de 100 kDa (c) Membrana NF270

4.1.2. Determinación de la presión de operación

Las **Figuras 3 y 4** muestran el efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado para agua y suero ácido utilizando membranas de UF (10 kDa) y UF (100 kDa). En ambos casos es posible notar un aumento lineal del flux de agua con la presión, tal como predice la ley de Darcy. Sin embargo, el comportamiento del suero ácido difiere de la linealidad. Se observa que el flux aumenta solo en la región inicial de presión estabilizándose rápidamente a partir de 3 bar en la membrana de 10 kDa y de 3,5 bar en la de 100 kDa. La estabilización demuestra un flux límite asociado por concentración y la formación de una capa gel, los cuales generan una resistencia adicional al paso del solvente (agua). Además, el flux de suero ácido es significativamente menor que el del agua en todo el rango de presión, lo que se atribuye al rechazo de macromoléculas como proteínas, así como a la acumulación de solutos en la superficie de la membrana. El comportamiento es consistente a otras investigaciones (Mossmann et al., 2020; Rektor & Vatai, 2004; Simonič, 2022), que reportan una dependencia del flux de permeado con respecto a la presión transmembrana (TMP), recomiendan determinar los valores máximos de las curvas y realizar la concentración a esta presión.

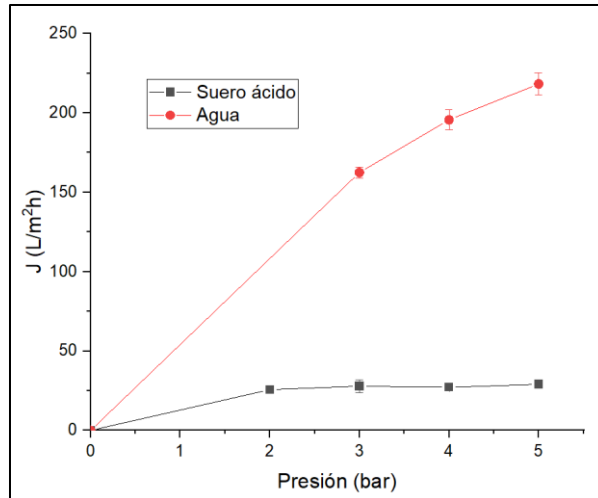


Figura 3. Efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado para la membrana de UF (10 kDa) (Condiciones de operación: $T = 20^{\circ}\text{C}$; $Q = 100 \text{ L/h}$)

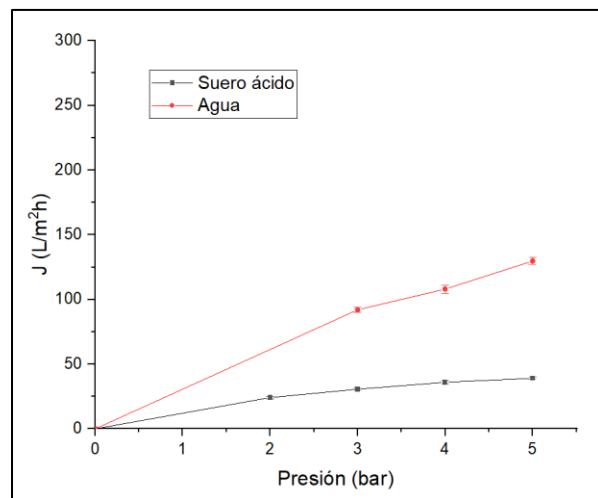


Figura 4. Efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado para la membrana de UF (100 kDa) (Condiciones de operación: $T = 20^{\circ}\text{C}$; $Q = 100 \text{ L/h}$)

De manera similar, la **Figura 5** muestra el efecto de la presión transmembrana sobre el flux de permeado para la membrana NF270. Se observa un límite de un flux limite cerca de 25 bar. A partir de esta presión, la pendiente de la curva disminuye y la presión adicional tiene un efecto menor sobre el incremento de flux. Al igual que para las membranas de ultrafiltración, la estabilización del flux de permeado luego de alcanzar un límite se atribuye a la formación de una capa gel (Tang et al., 2011), la cual genera una resistencia adicional al paso del solvente.

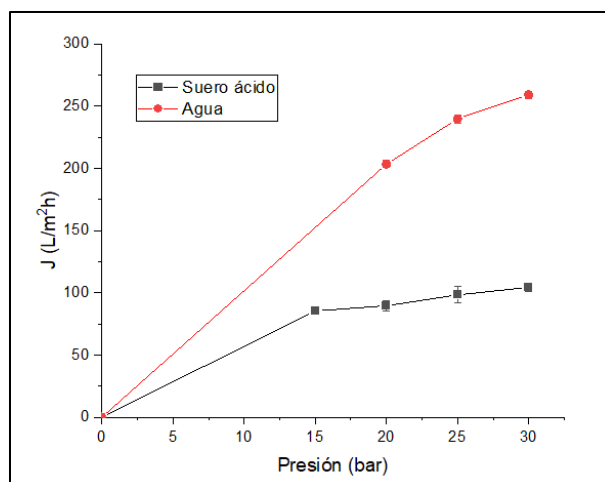


Figura 5. Efecto de la presión transmembrana en el flux de permeado para la membrana NF270 (Condiciones de operación: $T = 20^{\circ}\text{C}$; $Q = 100 \text{ L/h}$)

Es importante considerar estos efectos al diseñar procesos continuos de filtración, pues operar por encima de la presión a la que el flux de permeado se estabiliza no genera un aumento significativo del rendimiento y, en cambio, sí incrementa el consumo energético.

4.2. Modo concentración

Las **Figuras 6, 7, 8, 9 y 10** presentan la evolución del flux de permeado en función del tiempo de operación y del factor de reducción de volumen (VRF). En todos los casos se observa una disminución progresiva del flux con el incremento del VRF, hasta alcanzar valores estables. El comportamiento observado para las diversas membranas es coherente con lo reportado por otros autores. Atra et al. (2005) y Silva (2005) describen que a mayores VRF se forma una capa de depósito más grande y gruesa que reduce el flux de permeado hasta alcanzar el estado estacionario. Al comparar las **Figuras 6 y 7**, se aprecia que la UF (100 kDa) ofrece un flux inicial superior al de la UF (10 kDa) (84,77 frente a 63,23 $\text{L/m}^2\text{h}$). Sin embargo, ambas muestran un comportamiento similar de descenso del flux con el VRF, lo que indica que la acumulación de solutos afecta independientemente del tamaño del poro. Por otra parte, en la NF se registraron flux iniciales más elevados cuando se utilizó el permeado de UF como alimentación (559 y 311,7 $\text{L/m}^2\text{h}$), en contraste con el menor valor obtenido para la NF270³ alimentada con suero ácido (125,4 $\text{L/m}^2\text{h}$). Esta diferencia se asocia a la mayor carga de macromoléculas presentes en el suero ácido, y concuerda con lo señalado por Rektor y Vatani (2004), quienes reportaron que el incremento de la concentración de alimentación reduce el caudal de permeado debido al incremento de la presión

osmótica y a la acumulación de moléculas de soluto en la capa polarizante.

Los resultados sugieren que un VRF cercano a 3 representa un buen compromiso entre concentración y eficiencia operativa, antes que la disminución de flux vuelva el proceso inviable económicamente debido al ensuciamiento en operación continua. Además, estos resultados destacan las ventajas de implementar un proceso combinado de UF + NF sobre la NF directa, ya que una etapa de UF previa reduce la carga de macromoléculas, lo que se traduce en un menor ensuciamiento y menor formación de una capa gel en etapas tempranas del proceso. En conjunto, ello permite obtener un flux de permeado inicial más alto y mejorar la eficiencia de separación.

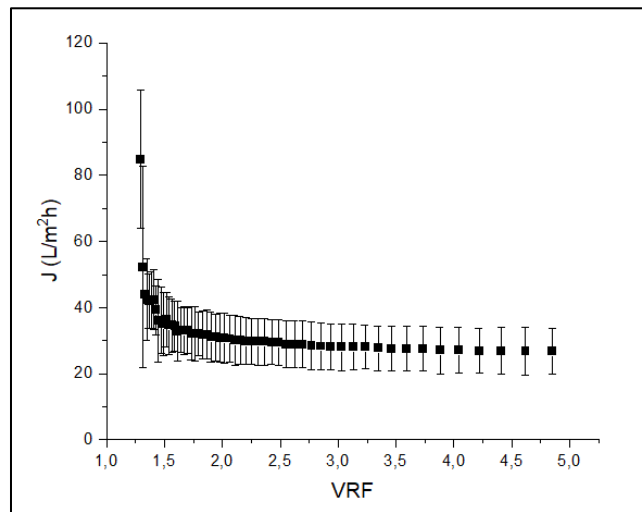


Figura 6. Ultrafiltración de suero ácido con una membrana de UF (10 kDa) en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 3 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)

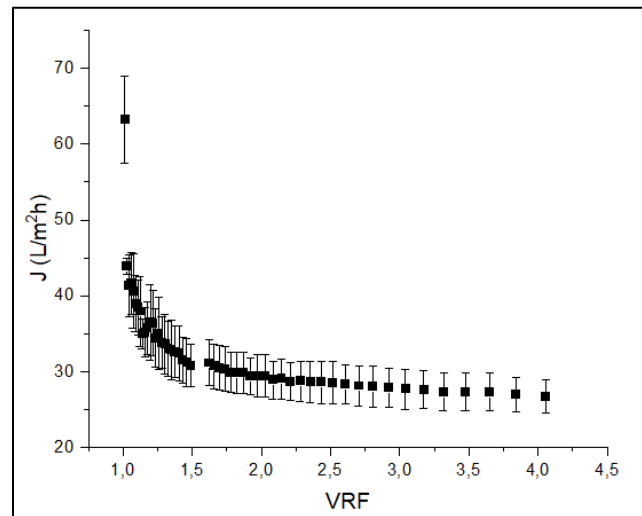


Figura 7. Ultrafiltración del suero ácido con una membrana de UF (100 kDa) en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión

transmembrana = 3,5 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)

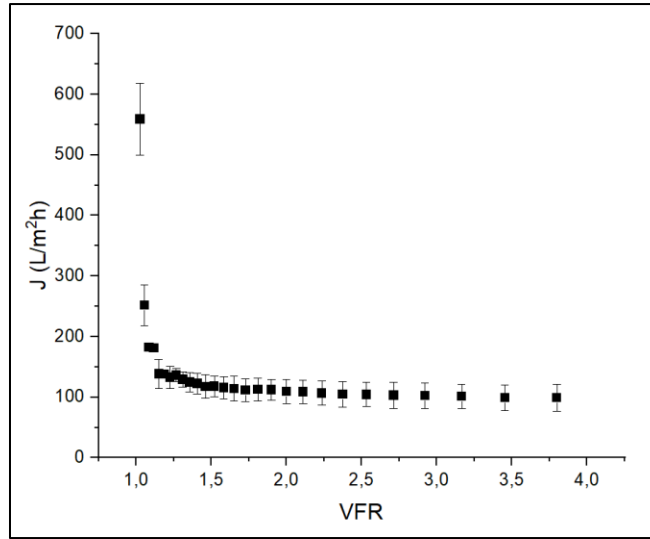


Figura 8. Nanofiltración del permeado de la UF (10 kDa) con una membrana NF270¹ en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 25 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)

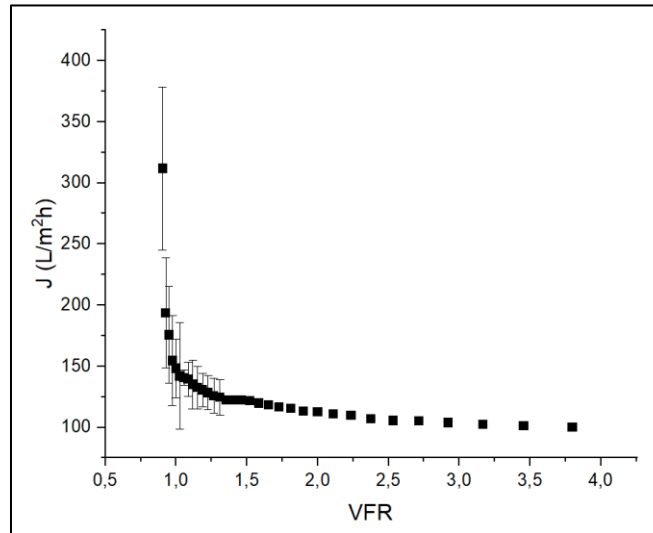


Figura 9. Nanofiltración del permeado de la UF (100 kDa) con una membrana NF270² en modo concentración. Variación del flux de permeado en función del VRF (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 25 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)

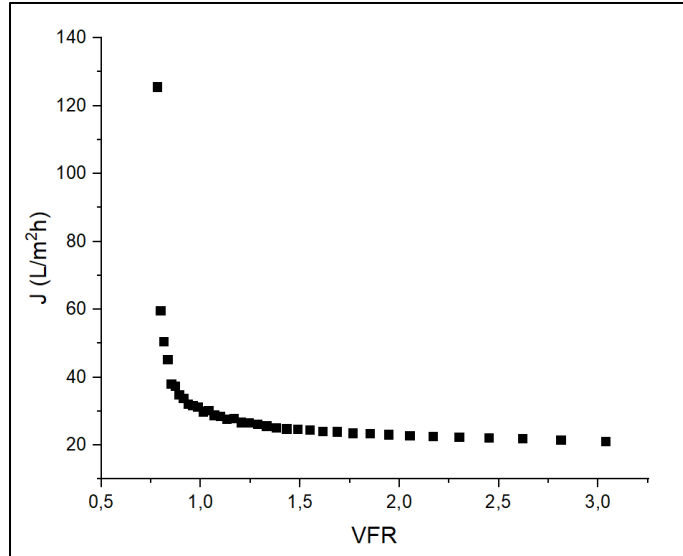


Figura 10. Nanofiltración del suero ácido con una membrana NF270³ en modo concentración. Variación del flujo de permeado en función del VFR (factor de reducción de volumen) (Condiciones de operación: Presión transmembrana = 25 bar; T = 20°C; Q = 100 L/h)

4.3. Evolución del ensuciamiento y desempeño de las membranas

4.4.1. Identificación del mecanismo de ensuciamiento mediante modelo de Hermia

Las Figuras 11, 12, 13, 14 y 15, presentan la comparación entre los datos experimentales y el modelo de Hermia, el cual contempla cuatro posibles mecanismos de ensuciamiento de membranas. De acuerdo con los ajustes, el modelo de filtración de torta es el que mejor describe el descenso de flux en todas las membranas evaluadas.

Para la UF (10 kDa) a 3 bar, el modelo de torta presentó $R^2 \approx 0,88$, mientras que el modelo de bloqueo intermedio se ajustó como mecanismo secundario con $R^2 \approx 0,78$. Los modelos de bloqueo estándar y completo presentaron ajustes menores, con $R^2 \approx 0,71$ y $0,63$, respectivamente. En la UF (100 kDa), el modelo de filtración por torta también describió mejor el descenso del flux, con $R^2 \approx 0,91$. El modelo de bloqueo intermedio presentó $R^2 \approx 0,85$, mientras que los modelos de bloqueo estándar y completo obtuvieron $R^2 \approx 0,80$ y $0,75$, respectivamente. En la NF270¹ a 25 bar, el modelo de filtración por torta mostró el mejor ajuste con $R^2 \approx 0,85$, seguido del modelo de bloqueo intermedio con $R^2 \approx 0,71$, mientras que los modelos de bloqueo estándar y completo presentaron $R^2 \approx 0,61$ y $0,50$. Para NF270² a 25 bar, el modelo de torta obtuvo el mejor ajuste, con $R^2 \approx 0,90$, seguido del modelo de bloqueo intermedio con $R^2 \approx 0,80$. Los modelos de bloqueo estándar y completo presentaron $R^2 \approx 0,72$ y $0,64$, respectivamente. Finalmente, en la membrana

NF270³ a 25 bar, el modelo de torta presentó $R^2 \approx 0,93$, mientras que el modelo de bloqueo intermedio obtuvo $R^2 \approx 0,81$. Los modelos de bloqueo estándar y completo $R^2 \approx 0,72$ y $0,60$ respectivamente.

Estos resultados indican que el crecimiento de una capa superficial comprimible domina la pérdida de permeabilidad, y que existe una contribución inicial de penetración parcial en los poros.

Este comportamiento es coherente con la matriz de suero ácido y con la operación en flujo cruzado. La cizalla a la pared limita el bloqueo completo, mientras que los coloides y macromoléculas residuales forman una capa gel sobre la poliamida. La fuerza iónica elevada y el pH ácido favorecen la compactación de la torta (Jensen et al., 1950) y reducen la exclusión electrostática, lo que mantiene la tendencia observada a lo largo del ensayo.

La comparación entre modelos se basa en linealizaciones que asumen un mecanismo dominante y condiciones de TMP y área efectivas constantes. Bajo esta aproximación, las diferencias de R^2 permiten jerarquizar mecanismos pero no excluyen contribuciones simultáneas, Este fenómeno fue descrito por Bowen et al. (1995), quienes indican que, debido a la distribución de poros en las membranas, estos cuatro mecanismos de ensuciamiento eventualmente se superponen. La dispersión experimental y la posible transición temporal de mecanismos pueden afectar los parámetros cinéticos estimados. Aun con estas restricciones, la evidencia apoya de manera consistente la torta superficial como mecanismo principal con bloqueo intermedio como contribución secundaria.

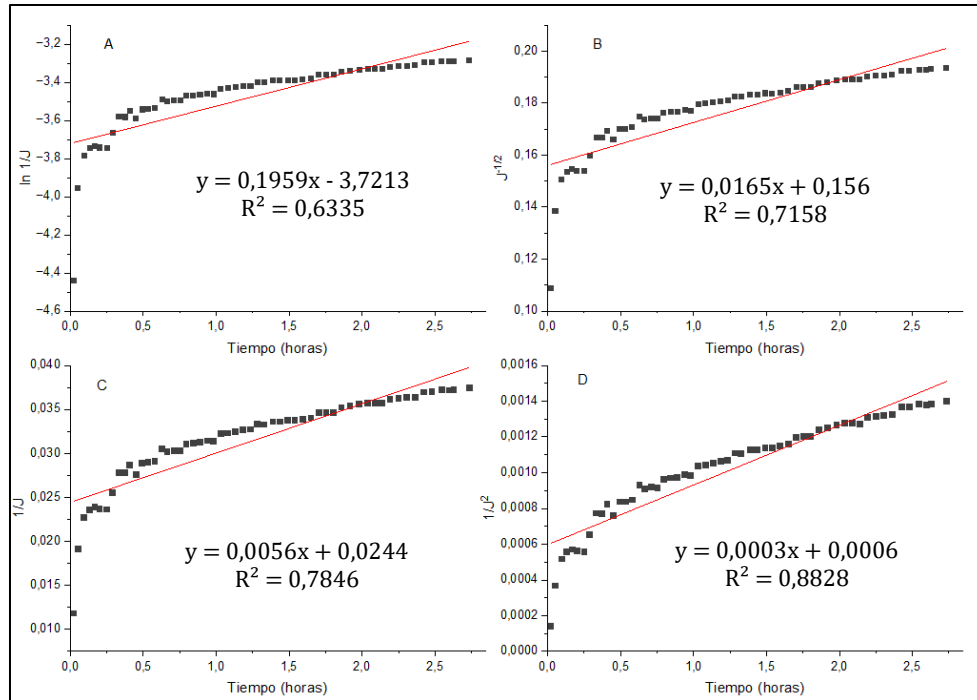


Figura 11. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 3 bar con la membrana de UF (10 kDa). (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.

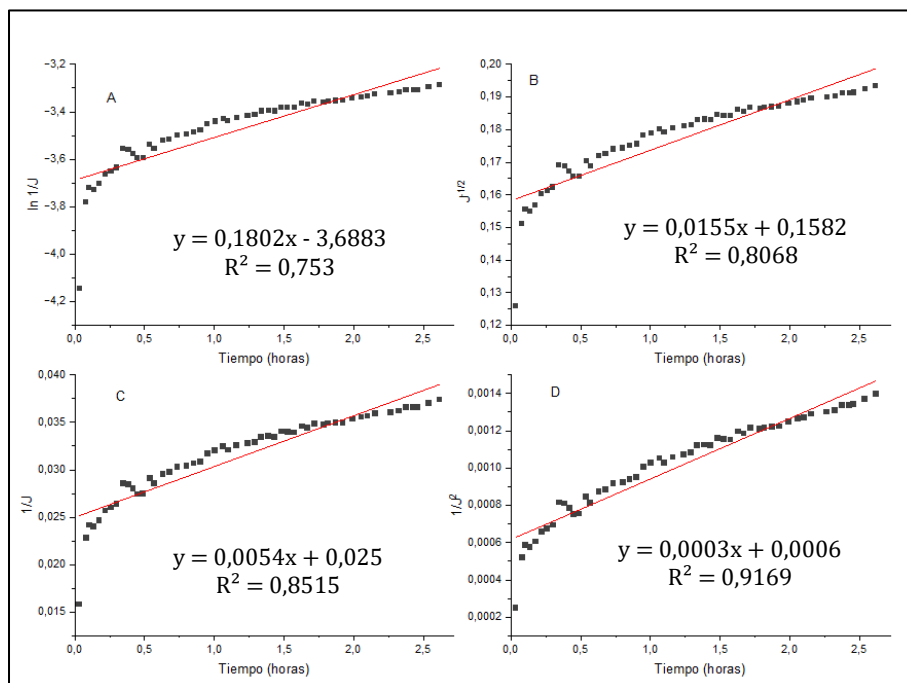


Figura 12. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 3,5 bar con la membrana de UF (100 kDa). (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.

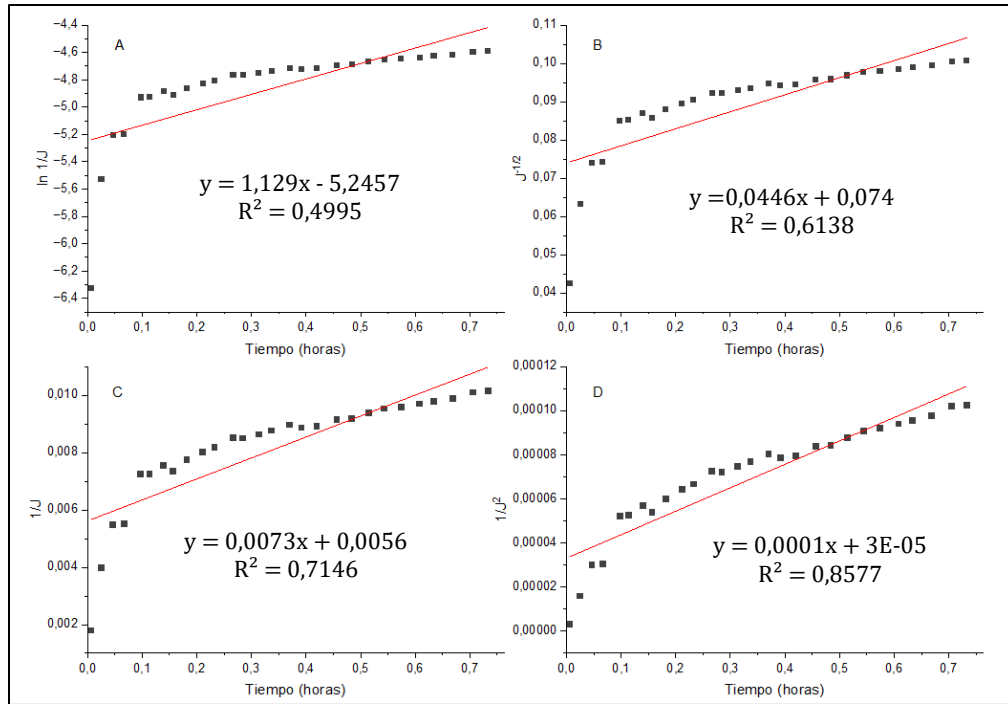


Figura 13. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270¹. (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.

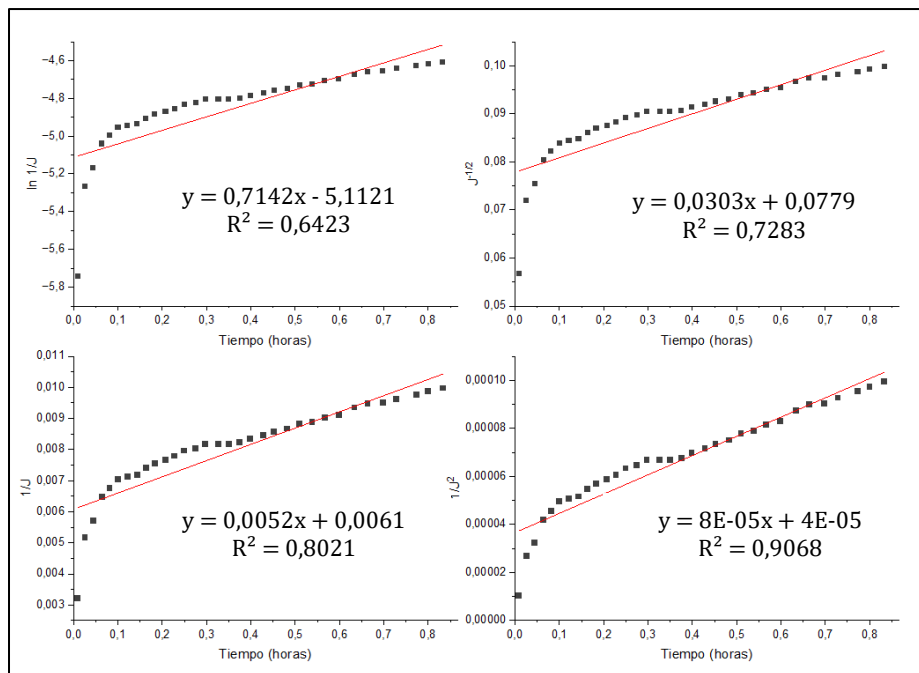


Figura 14. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270². (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta.

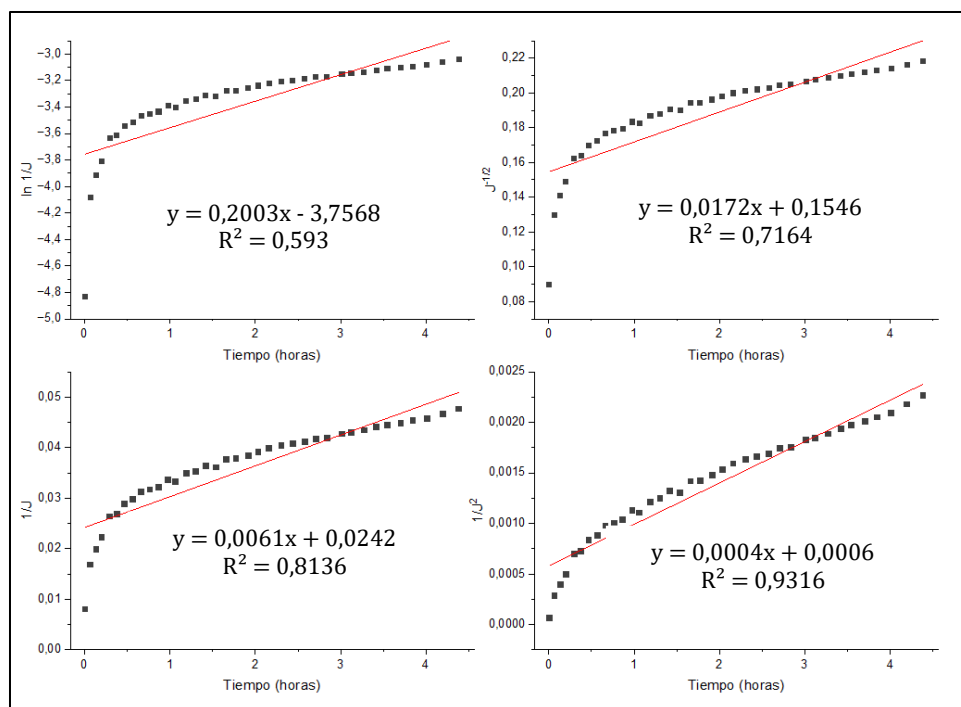


Figura 15. Comparación de los datos experimentales con el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270³. (A) Modelo de filtración bloqueo completo (B) Modelo de filtración bloqueo estándar (C) Modelo de Filtración de bloqueo intermedio (D) Modelo de Filtración de torta

4.4.2. Limpieza de las membranas de ultrafiltración

En la **Tabla 6** se observa que para la membrana de UF (10 kDa) la permeabilidad al agua destilada disminuyó un 74% luego de concentrar el suero ácido. Por otra parte, se aprecia una recuperación de 34,8% tras el tratamiento con compuestos ácidos y básicos. Los procesos de limpieza en conjunto con la hidratación con etanol proporcionaron una recuperación de la permeabilidad del 69%, siendo la hidratación con etanol el mayor contribuyente. Este comportamiento se atribuye a que los alcoholes alifáticos de cadena corta favorecen la humectación selectiva de la capa activa y el hinchamiento de la matriz polimérica, lo que aumenta la hidrofobicidad de la membrana y, en consecuencia, la permeabilidad (Coutinho de Paula et al., 2017; Lee et al., 2011). Para la membrana de UF (100 kDa) la limpieza con compuestos ácidos y básicos proporcionó una recuperación de la permeabilidad hidráulica del 58,3%, mientras que al aplicar el esquema completo de limpieza que concluyó con la hidratación con etanol, se observó una recuperación de la permeabilidad hidráulica del 89%.

Tabla 6

Permeabilidades hidráulicas de las membranas de ultrafiltración antes y después de los procesos de limpieza.

	Permeabilidad hidráulica de la membrana de UF (10kDa) (L m ⁻² h ⁻¹ bar ⁻¹)	Permeabilidad hidráulica de la membrana de UF (100 kDa) (L m ⁻² h ⁻¹ bar ⁻¹)
Membrana nueva e hidratada con etanol	47,226	20,725
Después de limpiar con agua	14,288	12,083
Después de limpieza ácido-base	16,443	13,083
Después de hidratar con etanol	32,56	18,521

Brião et al. (2024), indican que los mecanismos de ensuciamiento que ocurren en la superficie de la membrana están relacionados con la diferencia entre el tamaño de la molécula del soluto y el tamaño del poro de la membrana, esta diferencia es inversamente proporcional al MWCO. Con un MWCO más bajo, (10 kDa) es esperable una retención más efectiva de macromoléculas y una capa de torta más compacta y adherida a la superficie, lo que coincide con la mayor pérdida de permeabilidad observada antes de la hidratación en etanol.

4.4.3. Membrana de nanofiltración

En la **Tabla 7** se observa las permeabilidades hidráulicas de tres membranas NF270 antes de ser utilizadas (nuevas e hidratadas con etanol), y luego de ser sometidas a procesos de limpieza.

Para las membranas NF270¹ y NF270² se logró una recuperación del 95% y 87% respectivamente, luego de ser sometidas a limpieza ácido base. Por otro lado, la membrana NF270³ logró recuperarse en un 61% luego de la limpieza química. Esta diferencia se debe principalmente al del tamaño de las moléculas soluto en la alimentación, ya que mientras que en las membranas NF270¹ y NF270² se utilizó permeado proveniente de la ultrafiltración, en NF270³ se utilizó suero ácido cuyas macromoléculas de soluto (caseínas, glicoproteínas y lípidos residuales) poseen un tamaño superior y pueden dar origen a un ensuciamiento complejo tipo gel o capas densas adheridas.

Proteínas presentes en el suero tales como, β -lactoglobulina (β -Lg), α -lactalbúmina (α -La), seroalbúmina bovina (BSA) e inmunoglobulinas (Ig), pueden verse afectadas por el cambio brusco de pH al realizar el tratamiento ácido base, provocando su desnaturalización, formando estructuras más compactas o insolubles que se incrusten dentro de los poros o superficie de la membrana

(Cheison et al., 2017).

Utilizar métodos de limpieza menos agresivos como surfactantes y enzimas, podría ser una solución para evitar incrustaciones por la desnaturalización de proteínas. El uso de surfactantes aniónicos y no-iónicos se basa en la difusión desde el seno de la disolución de limpieza hasta la capa de ensuciamiento y la posterior solubilización de las moléculas de suciedad adheridas a la membrana (Corbatón, 2015), estas pueden formar micelas con grasas y proteínas.

Por otra parte, el uso de enzimas, particularmente las proteasas, son útiles cuando se tiene una alta concentración de proteínas con grandes depósitos de sólidos en la capa de colmatación (Corbatón, 2015), además, al ser biodegradables presentan menos problemas de contaminación ambiental en comparación con los métodos de limpieza química (ácido – base).

Tabla 7

Permeabilidad hidráulica de la membrana de nanofiltración antes y después de los procesos de limpieza

	Permeabilidad hidráulica de la membrana NF270 ¹ (L m ⁻² h ⁻¹ bar ⁻¹)	Permeabilidad hidráulica de la membrana NF270 ² (L m ⁻² h ⁻¹ bar ⁻¹)	Permeabilidad hidráulica de la membrana NF270 ³ (L m ⁻² h ⁻¹ bar ⁻¹)
Membrana nueva e hidratada con etanol	9,40	8,58	10,11
Después de limpiar con agua	7,75	5,44	6,08
Después de limpieza ácido-base	8,93	7,47	6,15
Después de hidratar con etanol	9,32	9,04	-

Nota. ¹Luego de concentrar el permeado proveniente de la membrana de 10 kDa, ²Luego de concentrar el permeado proveniente de la membrana de 100 kDa, ³Luego de concentrar el suero ácido

4.5. Análisis de resistencias

La **Tabla 8** muestra los valores de resistencia obtenidas según el modelo de resistencias en serie (R_T , R_m , R_c , $R_{f,rev}$ y $R_{f,irr}$). Se observa que, para las membranas de UF (10 kDa), UF (100 kDa) y NF270 la resistencia de la capa de torta (R_c) aporta la mayor fracción de la resistencia total, siendo la membrana de 10 kDa la que presenta un mayor porcentaje (41%). Las membranas de UF presentan una menor resistencia de la membrana (R_m) en comparación con las de NF, en concordancia con el mayor R_m relativo de NF270 (24–30%) frente a UF (12–22%). La membrana

de 10 kDa muestra una resistencia a las incrustaciones totales (R_f) del 29%, un valor considerablemente mayor a las membranas de NF (2%). Los valores de R_m obtenidos para la membrana de UF (10 kDa) y UF (100 kDa), son menores a los reportados en literatura, los cuales se encuentran típicamente entre $1,37 \times 10^{13}$ y $1,61 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ (Chen y Cohen, 2025), lo que se atribuye a diferencias en la estructura de las membranas. Por su parte, los valores de R_m para la membrana NF270 ($3,6 - 4,2 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$) son consistentes con los reportes bibliográficos ($\sim 4,5 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$) (Pino et al., 2018).

Tabla 8
Determinación de las resistencias

Membrana	R_T (x 10^{13}) (m^{-1})	R_m (x 10^{13}) (m^{-1})	R_c (x 10^{13}) (m^{-1})	$R_{f,rev}$ (x 10^{13}) (m^{-1})	$R_{f,irr}$ (x 10^{13}) (m^{-1})	R_m (%)	R_c (%)	R_f (%)	R_e (%)
UF (10 kDa)	6,1	0,76	2,5	1,4	0,33	12	41	29	18
UF (100 kDa)	7,9	1,7	3,0	1,0	0,23	22	38	13	25
NF270 ¹	13	3,8	4,6	0,2	0,61	29	35	2	29
NF270 ²	17	4,2	6,6	0,62	1,8	24	38	14	23
NF270 ³	12	3,6	5,9	2,3	0,067	30	50	20	-

Nota. ¹Luego de concentrar el permeado proveniente de la membrana de 10 kDa, ²Luego de concentrar el permeado proveniente de la membrana de 100 kDa, ³Luego de concentrar el suero ácido

4.6. Ángulo de contacto

La **Tabla 9** muestra la variación de los ángulos de contacto de las membranas nuevas y luego de ser sometidas a procesos de limpieza química. Las membranas de UF y NF presentan ángulos de contacto menores que las nuevas. Este resultado sugiere un aumento de hidrofiliidad, consistente con la incorporación de grupos funcionales hidrófilos por acción del NaOH y con la hidratación en etanol utilizada en el procedimiento (Lujan-Facundo et al., 2015). La reducción del ángulo de contacto tras la limpieza ácido-base y la hidratación con etanol se correlaciona con la reducción de la resistencia al flujo y la recuperación de la permeabilidad hidráulica en cada membrana, evidenciando que los cambios superficiales inducidos por estos tratamientos facilitan la restauración funcional de las membranas.

Tabla 9
Ángulo de contacto de las membranas de UF Y NF

Membrana	Membrana nueva	Membrana luego limpieza ácido-base e hidratación con etanol
UF (10 kDa)	85,27 ± 1,71	81,43 ± 2,37
UF (100 kDa)	85,56 ± 1,17	77,59 ± 1,37
NF270 ³	63,89 ± 1,96	62,07 ± 0,65

4.7. Evaluaciones analíticas

4.7.1. Caracterización del suero ácido

La **Tabla 10** presenta la caracterización de suero ácido siguiendo los métodos detallados en la sección 3.4. La concentración de lactosa se encuentra dentro del rango reportado en literatura para sueros ácidos (16-43 g/L; Roselli et al., 2025), mientras que el contenido de ácido láctico resulta consistente con los valores típicos descritos (5,4-7 g/L). En contraste, la concentración de proteínas fue considerablemente inferior a la reportada en la literatura (3,0-4,5 g/L). El pH medido confirma la naturaleza ácida del suero. Por otro lado, parámetros como la conductividad y la elevada DBO₅ reflejan la presencia de compuestos iónicos y una alta carga orgánica biodegradable.

Tabla 10
Caracterización de suero ácido crudo.

	Unidades	Suero ácido crudo
Lactosa (LT)	g/L	40,34 ± 2,38
Ácido láctico (AL)	g/L	5,13 ± 0,12
Proteínas	g/L	1,07 ± 0,03
pH		4,21 ± 0,014
Conductividad	mS/cm	6,28 ± 0,07
DBO ₅	mgO ₂ /L	12.156

4.7.2. Proteínas

La **Tabla 11**, muestra el efecto del aumento de la concentración de proteínas luego de que el suero fuera sometido a un proceso de ultrafiltración con membranas de MWCO de 10 y 100

kDa. Cada experimento se realizó en duplicado. Con el experimento 1 para la membrana UF (10 kDa), se logró aumentar la concentración de proteínas del suero ácido en un 62,15% mientras que con el experimento 2 para la misma membrana se logró un aumento de la concentración de 94%. Dichos valores se ubican en el rango de lo reportado en la literatura ($\approx 78,8\%$; Brião et al., 2024). En el permeado se midieron 0,60–0,66 g/L para 10 kDa y 0,074–0,077 g/L para 100 kDa, lo que indica una retención mayor aparente en 100 kDa, posiblemente asociada a formación de capa gel y agregación proteica en medio ácido. Estos resultados indican un desempeño consistente y reproducible para la membrana de UF (10 kDa). En la membrana de UF (100 kDa) el experimento 1 mostró un aumento de la concentración de 6,5%, mientras que para el experimento 2 el aumento fue de 116,07%. Esta alta variabilidad dificulta la reproducibilidad del proceso y puede atribuirse a diferencias en las condiciones operativas tales como la presión y temperatura.

Tabla 11

Evaluación de la concentración de proteínas contenida en el permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con las membranas de MWCO de 10 kDa y 100 kDa.

Membrana	Permeado (g/L)	Retenido (g/L)
(1) UF (10 kDa)	0,601 \pm 0,022	1,735 \pm 0,033
(2) UF (10 kDa)	0,656 \pm 0,055	2,077 \pm 0,005
(1) UF (100 kDa)	0,077 \pm 0,016	1,140 \pm 0,027
(2) UF (100 kDa)	0,074 \pm 0,033	2,312 \pm 0,0164

4.7.3. Lactosa

En la **Tabla 12** se observa como varía la concentración de lactosa luego de someter al suero ácido al proceso de UF. La lactosa tiene un tamaño menor que los poros de las membranas de UF, por lo que es esperable observar una disminución de su concentración en el retenido. No obstante, debido a la formación de la capa de torta en la superficie de las membranas, una parte de la lactosa presente en el suero pasa a formar parte de esta capa, por lo que se observa un rechazo de lactosa. Se han reportado rechazos de lactosa en un rango de 18 -33% para membranas de MWCO de 10 kDa (Brião et al., 2024). Para la membrana de UF (10 kDa) se obtuvo un rango de rechazo de 3-13%, claramente inferior a lo reportado, lo que indica que la mayor parte de la lactosa permeó a través de la membrana. Por otra parte, para la membrana de UF (100 kDa) el rango de rechazo fue

de 15-23%, mayor que lo obtenido con la membrana de UF (10 kDa), lo que indica que la formación de la capa torta influyó en mayor medida en la eficiencia de separación. Considerando la desviación estándar de la medición de lactosa del permeado de la membrana UF (10 kDa) es posible decir que la concentración se mantuvo constante. Por otra parte, al utilizar la membrana de UF (100 kDa) la concentración de lactosa en el retenido se redujo en un rango de 38-49%.

Tabla 12

Evaluación de la concentración de lactosa contenida en el permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con membranas de 10 kDa y 100 kDa

Membrana	Permeado (g/L)	Retenido (g/L)
(1) UF (10 kDa)	39,19 ± 3,431	19,77 ± 3,781
(2) UF (10 kDa)	35,07 ± 10,41	20,14 ± 1,047
(1) UF (100 kDa)	30,92 ± 3,60	20,64 ± 5,467
(2) UF (100 kDa)	34,37 ± 1,163	25,16 ± 0,930

Como se expuso en la sección 4.2, con el objetivo de aumentar la concentración de lactosa, se alimentó el permeado de los procedimientos de UF con membranas de MWCO de 10 y 100 kDa a la membrana de NF. Este proceso no produjo el aumento esperado en la concentración de lactosa. Brião et al. (2024), reportaron un aumento de la concentración de lactosa del 75% al 90% y un rechazo de $98,85 \pm 2,43\%$. En contraste, los resultados obtenidos en este estudio, presentados en la **Tabla 13**, indican que para los experimentos (1) NF270¹ y (2) NF270¹, alimentados con permeado proveniente de la UF (10 kDa), la concentración de lactosa disminuyó en un 23 y 21% respectivamente. De manera similar en los experimentos (1) NF270² y (2) NF270², alimentados con permeado proveniente de la UF (100 kDa), la concentración de lactosa disminuyó en un 19 y 30% respectivamente. A partir de estos resultados, bajo las condiciones evaluadas, el proceso de NF no fue efectivo para aumentar la concentración de lactosa.

Tabla 13

Evaluación de la concentración de lactosa contenida en el permeado y retenido resultantes de la nanofiltración con la membrana NF270

Membrana	Permeado (g/L)	Retenido (g/L)
(1) NF270 ¹	15,78 ± 6,165	30,30 ± 1,570

(2) NF270 ¹	22,94 ± 4,653	27,59 ± 1,105
(1) NF270 ²	21,99 ± 6,340	25,00 ± 0,581
(2) NF270 ²	26,85 ± 0,290	24,05 ± 1,686

La **Figura 16** muestra los resultados de la evaluación de la concentración de lactosa después de la NF directa de suero ácido. El proceso de NF270³ condujo a un aumento de la concentración de lactosa del 22%, El rechazo de lactosa por la membrana fue del 43%. Este valor, es superior a lo observado en los procesos combinados y puede atribuirse en parte a la formación de una capa de torta sobre la superficie de la membrana debido a la presencia de macromoléculas presentes en el suero ácido; dicha capa actúa como una barrera adicional, limitando el paso de la lactosa hacia el permeado.

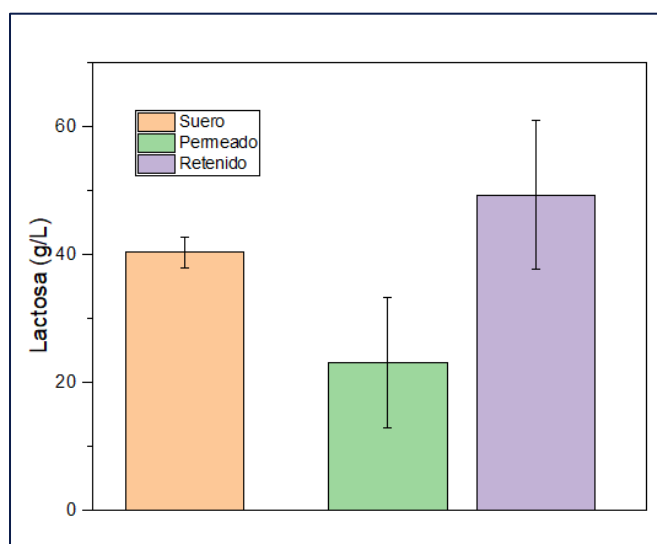


Figura 16. Concentración de lactosa contenidas en el suero, permeado y retenido resultantes de la nanofiltración.

El proceso de UF por sí solo demostró ser efectivo para eliminar la lactosa del concentrado de proteínas. Por otra parte, los procesos combinados de UF (10 kDa) + NF270¹, UF (100 kDa) + NF270², resultaron ser ineficientes para la concentración de lactosa. La baja retención de lactosa puede explicarse debido las características de la membrana utilizada. Aunque la membrana NF270 posee un MWCO de 200-300 Da, adecuado para retener lactosa, el tamaño poro efectivo puede diferir del nominal informado por el fabricante, lo que explicaría el paso de una fracción significativa de la lactosa hacia el permeado.

La opción más efectiva para lograr un aumento en la concentración de lactosa fue la NF

directa del suero ácido, sin embargo, el aumento fue moderado y dicho rendimiento podría mejorar con el ajuste de condiciones operacionales. Este modo de operación no permite separar proteínas y lactosa, porque ambas permanecen en el retenido.

4.7.4. Ácido láctico

La de calidad de la lactosa pueden definirse mediante la relación de ácido láctico/lactosa (AL/LT). Roselli et al. (2025) proponen una pureza mayor del 90% con una relación máxima AL/LT de 0,042 g/g.

Con el objetivo de separar el ácido láctico de la lactosa se utilizó el permeado del proceso de UF como alimentación a la NF. Los experimentos (1) NF270¹ y (2) NF270¹ se realizaron con el permeado de la UF (10 kDa) y los experimentos (1) NF270² y (2) NF270² se realizaron con el permeado de UF (100 kDa). Tal como se muestra en la **Tabla 14**, para los experimentos (1) NF270¹ y (2) NF270¹ se obtuvo una relación AL/LT de 0,30 g/g y 0,20 g/g respectivamente, mientras que para los experimentos (1) NF270² y (2) NF270² se obtuvo una relación de 0,2 g/g y 0,17g/g respectivamente. Estas relaciones son superiores al límite de calidad reportado. La reducción del ácido láctico en el retenido fue más efectiva al utilizar como alimentación el permeado proveniente de la UF (100 kDa), logrando reducciones de 32-39%.

Tabla 14

Evaluación de la concentración de ácido láctico contenido en el permeado y retenido resultantes de la nanofiltración con la membrana NF270

Membrana	Alimentación	Permeado (g/L)	Retenido (g/L)
(1) NF270 ¹	4,80 ± 0,00	1,80 ± 0,03	4,00 ± 0,06
(2) NF270 ¹	4,65 ± 0,03	2,55 ± 0,00	4,86 ± 0,00
(1) NF270 ²	5,05 ± 0,03	1,75 ± 0,00	3,10 ± 0,06
(2) NF270 ²	4,60 ± 0,00	2,20 ± 0,03	3,15 ± 0,12

La **Figura 17** muestra un aumento de la concentración de ácido láctico del 46% luego pasar por un proceso de NF, aun cuando el ácido láctico posee un peso molecular menor al MWCO de la membrana. La eficiencia de la separación puede haberse visto afectada por la resistencia otorgada por la capa de torta (50%) formada por moléculas más grandes, como proteínas y lactosa. Por otra parte, la separación también se ve afectada por las interacciones electrostáticas de las

especies iónicas: en el caso del ácido láctico, la proporción lactato/ácido láctico modula la velocidad a la que ambos pasan por la membrana. Un pH bajo favorece la forma no ionizada del ácido, lo que facilita su paso a través de la membrana. La cantidad de aniones de AL y lactato no disociado en la solución se basa en el equilibrio de AL a la temperatura de operación y se puede calcular mediante la ecuación de Henderson-Hasselbalch (Chandrapala et al., 2016). A partir de esta ecuación, a las condiciones de operación y a un pH 4,21, se deduce que el 69,14% de las especies están disociadas (en forma de lactato). Dado a que la superficie de la membrana de NF270 es neutra (Do et al., 2012), la eficiencia de separación electrostática es reducida.

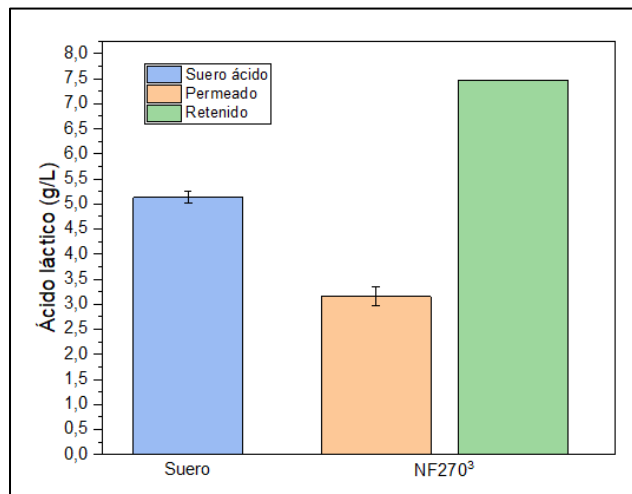


Figura 17. Concentración de ácido láctico contenido en el suero, permeado y retenido resultantes de la nanofiltración directa.

4.7.5. Calidad del efluente

Esta sección evalúa la calidad del efluente generado por UF y NF utilizando la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO_5) como indicador principal. La DBO_5 cuantifica el oxígeno consumido por microorganismos para degradar la materia orgánica biodegradable y se expresa en $mg\ O_2/L$. Las reglamentaciones fijan valores máximos para poder verterlos en cuerpos de agua. El DS 90 establece como límite máximo permitido para la descarga de residuos líquidos a cuerpos de agua fluviales y lacustres es de $35\ mgO_2/L$, mientras que para cuerpos de agua marinos dentro de la zona de protección litoral es de $60\ mgO_2/L$.

La **Figura 18** muestra la DBO_5 del suero ácido crudo y de los permeados de UF y NF. La DBO_5 del suero fue $12.156\ mgO_2/L$, dicho valor es aproximadamente 348 veces mayor que el límite permitido para ser descargado en cuerpos de agua fluviales y lacustres y 202,6 veces mayor

que límite máximo para ser descargado en cuerpos de agua marino. Luego, de ser sometido a un proceso de UF (100 kDa), la DBO₅ disminuyó en un 92,06%, mientras que luego de ser sometido a NF270³ disminuyó en un 92,19%. Ambas membranas otorgaron una efectividad similar, sin embargo, superan los límites establecidos por el DS 90, Por lo que se requerirían tratamientos adicionales para cumplir con regulaciones ambientales. Una opción viable es añadir etapas de filtración a los permeados obtenidos de UF Y NF.

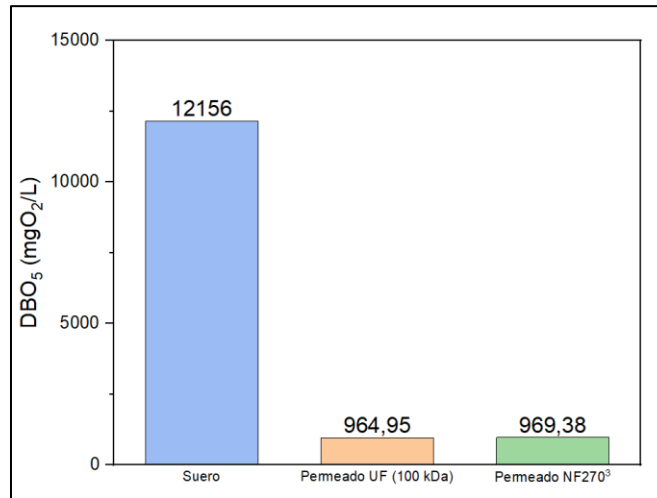


Figura 18. Demanda Bioquímica de Oxígeno.

En la **Tabla 15** se muestra una propuesta teórica de filtración por etapas en serie. Dado que la reducción de la DBO₅ fue similar tratando el suero ácido con UF y NF, se utilizó como criterio de elección de las membranas a utilizar, la presión transmembrana (3,5 frente a 25 bar) y el flux de permeado obtenido en cada caso (26,75 frente a 21,03 L/m²h), siendo la opción más viable combinar etapas de UF. Se asumió un rechazo del 96,5% para la segunda etapa de ultrafiltración.

Tabla 15

Propuesta teórica de filtración por múltiples etapas utilizando la configuración UF + UF

Etapa	DBO ₅ (mgO ₂ /L)	Rechazo (%)	Presión (bar)
Suero crudo	12.156	-	
UF (100 kDa)	960	92,1%	3,5
UF (100 kDa)	33,6	96,5%	1,3

Mediante esta configuración es posible obtener un permeado con una DBO₅ dentro de los límites permisibles para su posterior descarga a cuerpos de agua fluviales, lacustres y marino

5. Conclusiones.

La investigación demostró que la ultrafiltración es un proceso efectivo para concentrar proteínas del suero ácido. La membrana de UF (10 kDa) evidenció un comportamiento con mayor consistencia en la concentración de proteínas, con aumentos de concentración del orden del 62,15% y 94%.

El uso de la UF permitió separar proteínas de lactosa satisfactoriamente, los rechazos obtenidos para las membranas de MWCO 10 kDa y 100 kDa (3-13% y 15-23%) fueron menores a los reportados en literatura (18-33%), lo que evidencia que la mayor parte de la lactosa se transfiere al permeado. El proceso de ultrafiltración combinado con nanofiltración utilizando como alimentación el permeado de las membranas de 10 kDa y 100 kDa, no logró el aumento de la concentración de lactosa esperado y difiere de lo reportado en investigaciones previas. Por otra parte, la NF directa del suero ácido emergió como una alternativa más efectiva para concentrar lactosa, sin embargo, este modo de operación no permite separar proteínas y lactosa, ya que ambas permanecen en el retenido.

Los procesos de NF aplicados al permeado de UF no permitieron alcanzar la pureza de lactosa deseada, ya que la relación AL/LT permaneció por encima del valor objetivo. La reducción de ácido láctico en el retenido final fue más efectiva para el proceso combinado UF (100 kDa) + NF270². En contraste la NF directa incrementó su concentración en el retenido, lo que muestra una separación ineficiente de AL Y LT. La eficiencia limitada se atribuye a la capa de torta formada por macromoléculas y a las interacciones electrostáticas entre lactato y la membrana.

La operación en modo concentración con suero ácido provocó un ensuciamiento significativo de las membranas de UF y NF, reduciendo su permeabilidad. La limpieza química combinada con hidratación en etanol permitió una recuperación parcial a alta, siendo más efectiva en membranas de UF (100 kDa), NF270¹ y NF270² (89%, 95% y 87%). La menor recuperación en NF270³ (61%) se atribuye al ensuciamiento complejo por macromoléculas. Estos resultados resaltan la necesidad de un pretratamiento adecuado y estrategias de limpieza menos agresivas, como el uso de surfactantes o enzimas, para minimizar la desnaturalización proteica y preservar la funcionalidad de las membranas.

La utilización de membranas de UF y NF permitió alcanzar una reducción de la DBO₅ superior al 92%, sin embargo, el valor sigue siendo superior a los límites establecidos por la normativa ambiental vigente en relación con la descarga de residuos líquidos, por este motivo que es necesario complementar el tratamiento con procesos adicionales. Considerando presiones de operación y flux de permeado se recomienda implementar un proceso en serie de múltiples etapas de membranas de UF.

6. Referencias.

1. Atra, R., Vatai, G., Bekassy-Molnar, E., & Balint, A. (2005). Investigation of ultra- and nanofiltration for utilization of whey protein and lactose. *Journal of Food Engineering*, 67(3), 325-332.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2004.04.035>
2. Brião, V. B., Mossmann, J., Seguenka, B., Graciola, S., & Piccin, J. S. (2024). Integrating Whey Processing: Ultrafiltration, Nanofiltration, and Water Reuse from Diafiltration. *Membranes*, 14(9), 191.
<https://www.mdpi.com/2077-0375/14/9/191>
3. Bowen, W. R., Calvo, J. I., & Hernández, A. (1995). Steps of membrane blocking in flux decline during protein microfiltration. *Journal of Membrane Science*, 101(1), 153-165.
[https://doi.org/https://doi.org/10.1016/0376-7388\(94\)00295-A](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/0376-7388(94)00295-A)
4. Buchanan, D., Martindale, W., Romeih, E., & Hebishy, E. (2023). Recent advances in whey processing and valorisation: Technological and environmental perspectives. *International Journal of Dairy Technology*, 76(2), 291-312. <https://doi.org/https://doi.org/10.1111/1471-0307.12935>
5. Cassano, A., Donato, L., & Drioli, E. (2007). Ultrafiltration of kiwifruit juice: Operating parameters, juice quality and membrane fouling. *Journal of Food Engineering*, 79(2), 613-621.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2006.02.020>
6. Chandrapala, J., Duke, M. C., Gray, S. R., Weeks, M., Palmer, M., & Vasiljevic, T. (2016). Nanofiltration and nanodiafiltration of acid whey as a function of pH and temperature. *Separation and Purification Technology*, 160, 18-27. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.seppur.2015.12.046>
7. Cheison, S. C., & Kulozik, U. (2017). Impact of the environmental conditions and substrate pre-treatment on whey protein hydrolysis: A review. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, 57(2), 418-453. <https://doi.org/10.1080/10408398.2014.959115>
8. Chen, Y., & Cohen, Y. (2025). Ionic Strength and pH-Responsive Ultrafiltration Membrane to Overcome the Typical Permeability-Selectivity Tradeoff. *Water*, 17(2), 254. <https://www.mdpi.com/2073-4441/17/2/254>
9. Corbatón, M. J. (2015). *Limpieza de membranas de ultrafiltración aplicadas en la industria alimentaria por medio de técnicas no convencionales y caracterización del ensuciamiento de las membranas* [Universidad de Valencia].
10. Coutinho de Paula, E., Gomes, J. C. L., & Amaral, M. C. S. (2017). Recycling of end-of-life reverse osmosis membranes by oxidative treatment: a technical evaluation. *Water Sci Technol*, 76(3-4), 605-622.
<https://doi.org/10.2166/wst.2017.238>
11. Cui, Z. F., Jiang, Y., & Field, R. W. (2010). Chapter 1 - Fundamentals of Pressure-Driven Membrane Separation Processes. In Z. F. Cui & H. S. Muralidhara (Eds.), *Membrane Technology* (pp. 1-18). Butterworth-Heinemann. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-1-85617-632-3.00001-X>
12. de Souza, R. R., Bergamasco, R., da Costa, S. C., Feng, X., Faria, S. H. B., & Gimenes, M. L. (2010).

- Recovery and purification of lactose from whey. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 49(11), 1137-1143. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.cep.2010.08.015>
13. Do, V. T., Tang, C. Y., Reinhard, M., & Leckie, J. O. (2012). Degradation of Polyamide Nanofiltration and Reverse Osmosis Membranes by Hypochlorite. *Environmental Science & Technology*, 46(2), 852-859. <https://doi.org/10.1021/es203090y>
 14. DuBois, M., Gilles, K. A., Hamilton, J. K., Rebers, P. A., & Smith, F. (1956). Colorimetric Method for Determination of Sugars and Related Substances. *Analytical Chemistry*, 28(3), 350-356. <https://doi.org/10.1021/ac60111a017>
 15. DuPont. (2025). *Product data sheet: Nanofiltration membranes FilmTec™ NF270 element*. DuPont. <https://www.dupont.com/water/contact-us>
 16. Fabro, M. A., Milanesio, H. V., Robert, L. M., Speranza, J. L., Murphy, M., Rodríguez, G., & Castañeda, R. (2006). Technical Note: Determination of Acidity in Whole Raw Milk: Comparison of Results Obtained by Two Different Analytical Methods. *Journal of Dairy Science*, 89(3), 859-861. [https://doi.org/https://doi.org/10.3168/jds.S0022-0302\(06\)72149-X](https://doi.org/https://doi.org/10.3168/jds.S0022-0302(06)72149-X)
 17. Gudmundsson, G., & Kristbergsson, K. (2016). Modernization of Skyr Processing: Icelandic Acid-Curd Soft Cheese. In A. McElhatton & M. M. El Idrissi (Eds.), *Modernization of Traditional Food Processes and Products* (pp. 45-53). Springer US. https://doi.org/10.1007/978-1-4899-7671-0_5
 18. Jensen, E. V., Hospelhorn, V. D., Tapley, D. F., & Huggins, C. (1950). Thermal coagulation of serum proteins. III. The effects of pH and of sulfhydryl reagents on the nature of the coagulum. *J Biol Chem*, 185(1), 411-422
 19. Luján-Facundo, M. J., Mendoza-Roca, J. A., Cuartas-Urbe, B., & Álvarez-Blanco, S. (2015). Evaluation of cleaning efficiency of ultrafiltration membranes fouled by BSA using FTIR–ATR as a tool. *Journal of Food Engineering*, 163, 1-8.
 20. Kaur, N., Poorva, S., Seema, J., Adesegun, K. B., & and Kaur, S. (2020). Recent developments in purification techniques and industrial applications for whey valorization: A review. *Chemical Engineering Communications*, 207(1), 123-138. <https://doi.org/10.1080/00986445.2019.1573169>
 21. Kaya, Y., Gönder, Z. B., Vergili, I., & Barlas, H. (2010). The effect of transmembrane pressure and pH on treatment of paper machine process waters by using a two-step nanofiltration process: Flux decline analysis. *Desalination*, 250(1), 150-157. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.desal.2009.06.034>
 22. Lee, K. P., Arnot, T. C., & Mattia, D. (2011). A review of reverse osmosis membrane materials for desalination—Development to date and future potential. *Journal of Membrane Science*, 370(1-2), 1-22.
 23. Mohammadi, T., & Esmaelifar, A. (2005). Wastewater treatment of a vegetable oil factory by a hybrid ultrafiltration-activated carbon process. *Journal of Membrane Science*, 254(1), 129-137. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.memsci.2004.12.037>
 24. Mossmann, J., Sara Viganó, G., & Barbosa Brião, V. (2020). OBTENÇÃO E PURIFICAÇÃO DE CONCENTRADO PROTEICO DE SORO POR ULTRAFILTRAÇÃO E DIAFILTRAÇÃO. *Revista*

CIATEC-UPF, 12(1).

25. Parzanese, M. (2017). Tecnologías para la Industria Alimentaria PROCESAMIENTO DE LACTOSUERO 13, 5,6,7.
https://alimentosargentinos.magyp.gob.ar/contenido/sectores/tecnologia/Ficha_13_Lactosuero.pdf
26. Rektor, A., & Vatai, G. (2004). Membrane filtration of Mozzarella whey. *Desalination*, 162, 279-286.
[https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(04\)00052-9](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0011-9164(04)00052-9)
27. Reykdal, O., Rabieh, S., Steingrimsdottir, L., & Gunnlaugsdottir, H. (2011). Minerals and trace elements in Icelandic dairy products and meat. *Journal of Food Composition and Analysis*, 24(7), 980-986.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jfca.2011.03.002>
28. Roselli, M., Onesti, R., Boi, C., & Bandini, S. (2025). Recovery of lactose from acid whey by nanofiltration: An experimental study. *Separation and Purification Technology*, 353, 128303.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.seppur.2024.128303>
29. Silva, M. K. d. (2005). Estudo da influência das monocloraminas sobre as membranas de poliamida da osmose inversa.
30. Simonič, M. (2022). Nanofiltration of the Remaining Whey after Kefir Grains' Cultivation. *Membranes*, 12(10), 993. <https://www.mdpi.com/2077-0375/12/10/993>
31. Synder Filtration. (n.d.). *ST (PES 10,000Da) sanitary UF membrane: Sanitary element operating specifications*. Synder Filtration. <https://www.synderfiltration.com>
32. Synder Filtration. (n.d.). *LY (PES 100,000Da) sanitary UF membrane: Sanitary element operating specifications*. Synder Filtration. <https://www.synderfiltration.com>
33. Tang, C. Y., Chong, T. H., & Fane, A. G. (2011). Colloidal interactions and fouling of NF and RO membranes: a review. *Adv Colloid Interface Sci*, 164(1-2), 126-143.
<https://doi.org/10.1016/j.cis.2010.10.007>
34. Talebi, S., Suarez, F., Chen, G. Q., Chen, X., Bathurst, K., & Kentish, S. E. (2020). Pilot Study on the Removal of Lactic Acid and Minerals from Acid Whey Using Membrane Technology. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(7), 2742-2752. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.9b06561>
35. Thongzai, H., Matan, N., Ganesan, P., & Aewsiri, T. (2022). Interfacial Properties and Antioxidant Activity of Whey Protein-Phenolic Complexes: Effect of Phenolic Type and Concentration. *Applied Sciences*, 12(6), 2916. <https://www.mdpi.com/2076-3417/12/6/2916>

Anexos.

Anexo 1. Curva de calibración de proteínas para el método Bradford

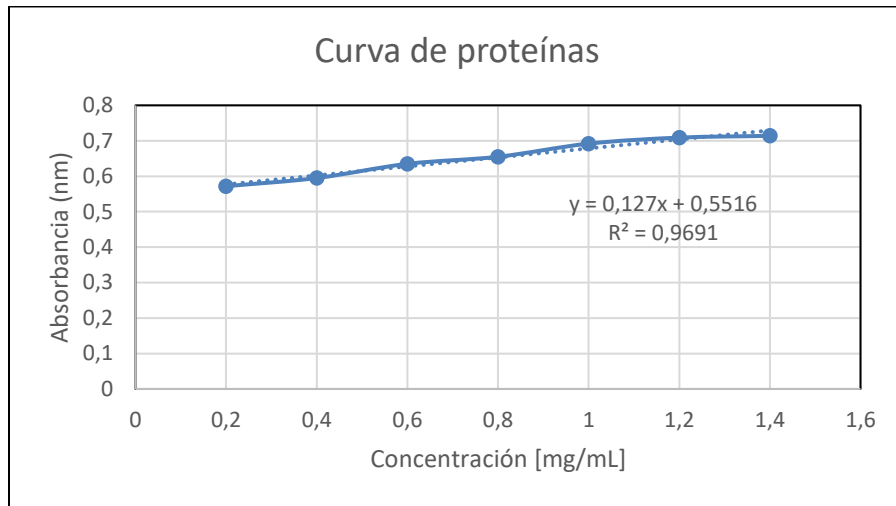


Figura A 1. Curva de calibración de proteína

Anexo 2. Curva de calibración de lactosa para el método Dubois

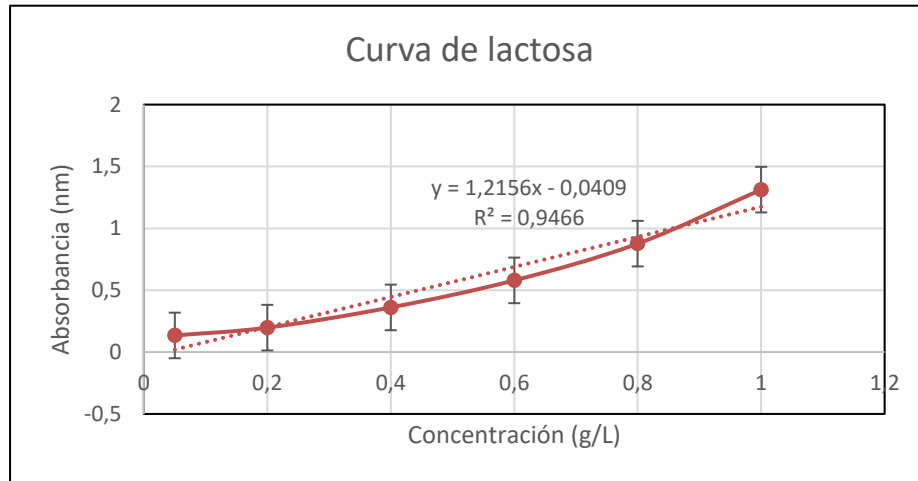


Figura A 2. Curva de calibración de lactosa

Anexo 3. Viscosidad del suero ácido

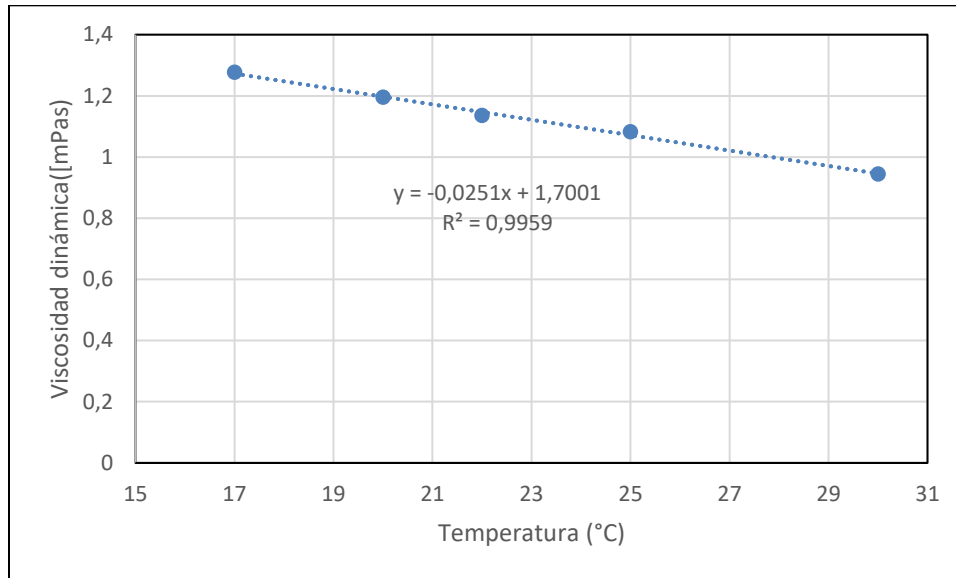


Figura A 3. Viscosidad dinámica del suero ácido

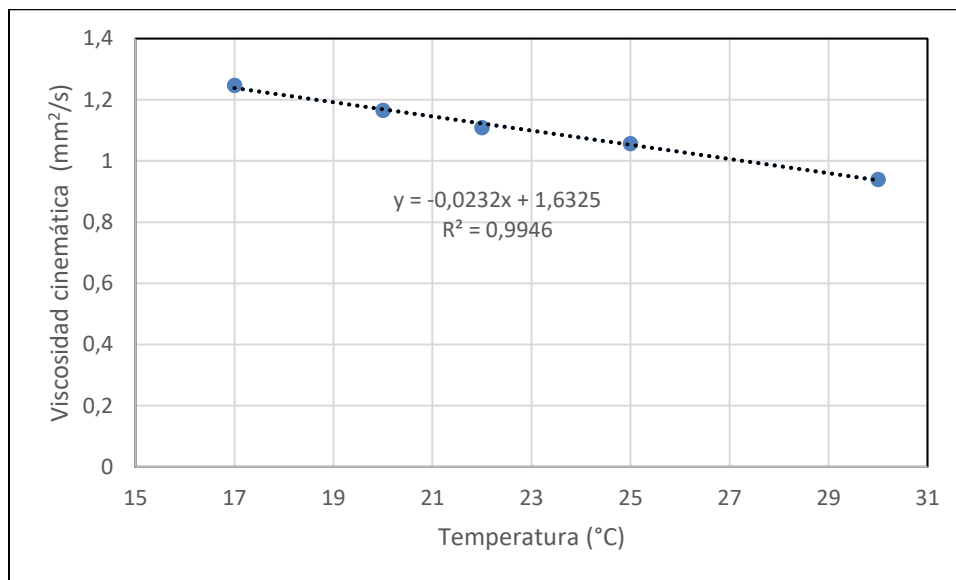


Figura A 4. Viscosidad cinemática del suero ácido

Anexo 4. Tablas de permeabilidad hidráulica

Tabla A.1 membrana de 10 kDa

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m²h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m²h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m²h)
180	119,45	173,44	180	146,33	212,47	180	162,38	235,77
180	114,58	166,37	180	140,77	204,39	180	158,05	229,48
180	118,24	171,68	180	137,14	199,12	180	152,84	221,92

Tabla A.2 membrana de 100 kDa

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	46,3	67,08	180	58,1	84,18	180	72,9	105,62
180	44,5	64,47	180	57,2	82,87	180	69,9	101,27
180	43,8	63,46	180	56,3	81,57	180	68,3	98,96

Tabla A.3 membrana NF-270 1 (10 kDa)

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	151,5	200,10	180	169,9	224,4	180	183,8	237,30
180	145,5	192,18	180	161,9	213,84	180	180,5	233,04
180	141,1	186,89	180	160,1	211,46	180	179	231,11

Tabla A.4 membrana NF-270 1

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	138,9	201,77	180	167,5	243,32	180	167,5	262,85
180	142,5	207,00	180	162,5	236,06	180	162,5	258,49
180	138,5	201,19	180	165,4	240,27	180	165,4	256,46

Tabla A.5 membrana NF-270 2 (100 kDa)

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	148,9	196,67	180	154,9	204,59	180	158,9	205,16
180	152,3	201,16	180	149	196,80	180	157,8	203,73
180	137,8	182,00	180	144,8	191,25	180	154	198,83

Tabla A.6 membrana NF-270 3

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	176,8	233,52	180	191,8	253,33	180	195	251,76
180	173,1	228,63	180	177,8	234,84	180	180	232,40
180	158,9	209,87	180	166,8	220,31	180	179	231,11

Anexo 4. Tablas de permeabilidad con la membrana saturada

Tabla A.7 membrana de 10 kDa después de calcular la presión de operación

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	34,8	50,42	180	37,4	54,19	180	41	59,40
180	32,6	47,23	180	35,5	51,43	180	39,3	56,94
180	31,4	45,49	180	34,5	49,99	180	40,3	58,39

Tabla A.8 membrana de 10 kDa después de concentrar por primera vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	35	50,71	180	43,7	63,31	180	49,9	72,30
180	34,5	49,99	180	39,8	57,66	180	49,4	71,57
180	31,3	45,35	180	39,9	57,81	180	47,8	69,26

Tabla A.9 membrana de 10 kDa después de concentrar por segunda vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	25,3	36,66	180	32,2	46,65	180	39,6	57,37

180	25,4	36,80	180	32,3	46,80	180	39,4	57,08
180	25,2	36,51	180	32,2	46,65	180	39,3	56,94

Tabla A.10 membrana de 100 kDa después de calcular la presión de operación

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	46,3	67,08	180	58,1	84,18	180	72,9	105,62
180	44,5	64,47	180	57,2	82,87	180	69,9	101,27
180	43,8	63,46	180	56,3	81,57	180	68,3	98,96

Tabla A.11 membrana de 100 kDa después de concentrar por primera vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	24,8	35,93	180	33,9	49,116	180	43,1	62,44
180	25	36,22	180	33,8	48,97	180	43,3	62,73
180	25,1	36,36	180	33,8	48,97	180	43,4	62,88

Tabla A.12 membrana de 100 kDa después de concentrar por segunda vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	12,7	18,40	180	16,1	23,32	180	20,5	29,70
180	12,6	18,25	180	16	23,18	180	20,5	29,70
180	12,6	18,25	180	15,86	22,97	180	20,3	24,411

Tabla A.13 membrana NF-270 1

20 bar			25 bar			30 bar		
--------	--	--	--------	--	--	--------	--	--

Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	119,5	157,83	180	137,5	181,61	180	148,8	192,11
180	118,3	156,25	180	140,5	185,57	180	147,6	190,57
180	117,5	155,19	180	137,8	182,00	180	147,5	190,44

Tabla A.14 membrana NF-270 2

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	94,9	137,86	180	96,2	139,75	180	103,5	150,39
180	83,4	121,15	180	94,3	136,75	180	104,4	151,70
180	84,5	122,75	180	92,3	133,99	180	102,3	148,64

Tabla A.15 membrana NF-270 3

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	176,8	233,52	180	191,8	253,33	180	195	251,76
180	173,1	228,63	180	177,8	234,84	180	180	232,40
180	158,9	209,87	180	166,8	220,31	180	179	231,11

Anexo 5. Tablas de permeabilidad después del lavado ácido base

Tabla A.16 membrana de 10 kDa después de calcular la presión de operación

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	37	53,60	180	44,4	62,78	180	55,5	78,47
180	34,7	49,06	180	43	60,80	180	54,8	77,48
180	34,5	48,78	180	42,9	60,66	180	54,2	76,63

Tabla A.17 membrana de 10 kDa después de concentrar por primera vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	38,4	55,63	180	47,3	66,88	180	57,5	81,30
180	36,8	52,03	180	45,5	64,33	180	57,2	80,88
180	36,3	51,32	180	44,56	63,00	180	56,8	80,31

Tabla A.18 membrana de 10 kDa después de concentrar por segunda vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	49,12	49,11	180	62,59	61,08	180	71,14	69,42
180	46,94	45,81	180	62,16	60,66	180	70,27	68,57
180	48,10	46,94	180	62,59	61,84	180	69,83	68,15

Tabla A.14 membrana de 100 kDa después de calcular la presión de operación

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	27,49	39,82	180	36,7	51,89	180	46,6	65,89
180	27,2	38,46	180	37,1	52,45	180	46,5	65,75
180	27,2	38,46	180	337	52,31	180	46,3	65,46

Tabla A.19 membrana de 100 kDa después de concentrar por primera vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	21,9	31,72	180	28,9	40,86	180	34,4	48,64
180	22,8	32,23	180	29,2	41,28	180	34,7	49,06
180	22,6	31,95	180	28,4	40,15	180	34,1	48,27

Tabla A.20 membrana NF-270 1

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	158,5	209,35	180	163,2	215,55	180	165,5	213,68
180	148,5	196,14	180	159,2	210,27	180	164,2	212,00
180	131,0	173,02	180	158,0	208,69	180	162,5	209,80

Tabla A.21 membrana NF-270 2

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	125,3	165,49	180	130,3	172,10	180	148,00	162,68
180	122,3	161,53	180	129,8	171,44	180	148,3	191,47
180	116,5	153,87	180	129,9	171,57	180	147,8	190,82

Tabla A.22 membrana NF-270 3

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	110,3	156,68	180	114,3	150,97	180	114,4	147,70
180	101,8	134,4	180	108,8	143,70	180	112,3	144,99
180	97,1	128,25	180	100,8	133,13	180	113	145,89

Anexo 6. Tablas de permeabilidad después de hidratar con etanol

Tabla A.23 membrana de 10 kDa después de calcular la presión de operación

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	72,4	113,08	180	88	137,45	180	98,9	154,47
180	70,7	110,43	180	86	134,32	180	96,8	151,19

180	71	110,90	180	82,5	128,86	180	96	149,94
-----	----	--------	-----	------	--------	-----	----	--------

Tabla A.24 membrana de 10 kDa después de concentrar por primera vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	71,5	111,68	180	81,3	126,98	180	92,5	144,05
180	69	107,77	180	79	123,39	180	90	140,57
180	67	104,65	180	77,5	121,05	180	88,6	138,39

Tabla A.25 membrana de 10 kDa después de concentrar por segunda vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	69,5	108,55	180	79	123,39	180	88,6	138,39
180	67,8	105,90	180	77,2	120,58	180	84,8	132,45
180	67,2	104,96	180	75,8	118,39	180	85,8	133,39

Tabla A.26 membrana de 100 kDa después de calcular la presión de operación

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	47,46	68,76	180	57,8	81,72	180	66,9	94,56
180	42,5	61,57	180	53,5	75,64	180	64,9	91,76
180	40,09	58,08	180	51,2	72,39	180	63,4	89,64

Tabla A.27 membrana de 100 kDa después de concentrar por primera vez

3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)

180	46,3	67,08	180	58,1	82,15	180	72,9	102,0
180	44,5	64,47	180	57,2	80,88	180	69,9	98,83
180	43,8	63,45	180	56,3	79,60	180	68,3	96,57

Tabla A.28 membrana de 100 kDa después de concentrar por segunda vez

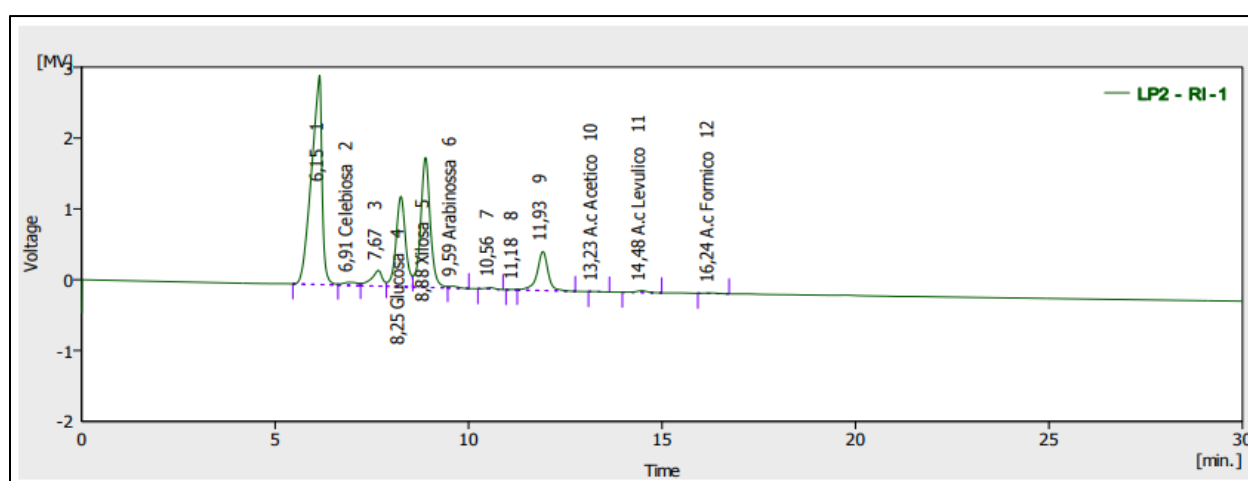
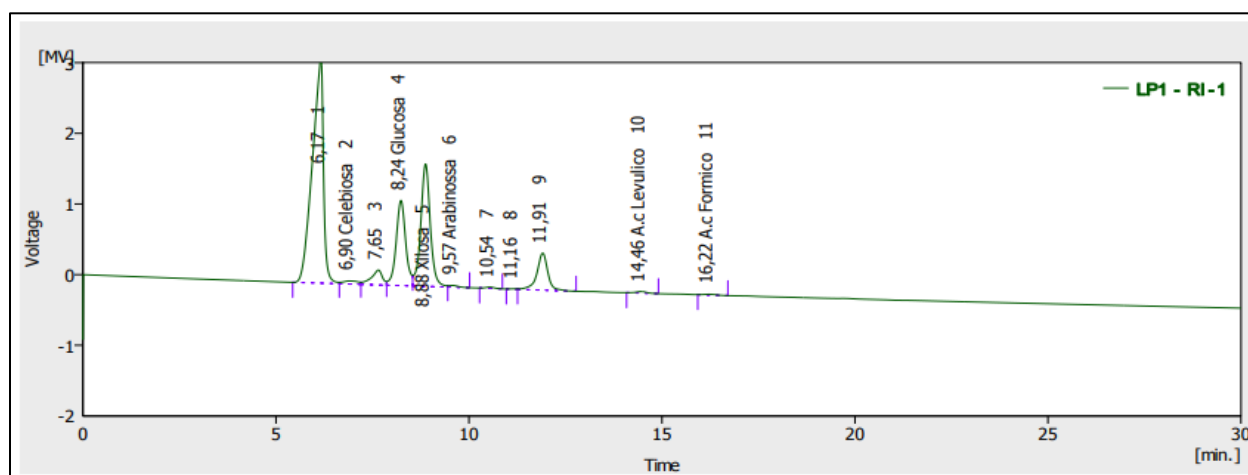
3 bar			4 bar			5 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	42,8	66,85	180	53,9	84,19	180	62	96,84
180	40,3	62,94	180	52,2	81,53	180	60	93,71
180	41,6	64,97	180	52	81,22	180	60,2	94,03

Tabla A.29 membrana NF-270 1

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	164,0	216,61	180	167,3	220,97	180	173,9	224,52
180	153,5	202,74	180	162,9	215,16	180	172,5	222,71
180	148,9	196,67	180	159,5	210,67	180	169,5	218,84

Tabla A.30 membrana NF-270 2

20 bar			25 bar			30 bar		
Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)	Tiempo (s)	Masa de agua (g)	J (L/m ² h)
180	119,5	157,83	180	137,5	181,61	180	148,8	192,11
180	118,3	156,25	180	140,5	185,57	180	147,6	190,57
180	117,5	155,19	180	137,8	182,00	180	147,5	190,44



Anexo 8. Caracterización fisicoquímica del suero y sus fracciones

Tabla A.31

Análisis del suero luego del proceso de ultrafiltración con la membrana de MWCO de 10kDa

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	39,19 ± 3,431	19,77 ± 3,781
Ácido láctico (AL)	g/L	4,8 ± 0,0	4,81 ± 0,06
Proteínas	g/L	0,601 ± 0,022	1,735 ± 0,033
pH		4,19 ± 0,007	4,19 ± 0,014
Conductividad	mS/cm	5,96 ± 0,014	6,16 ± 0,014

Tabla A.32

Análisis del suero luego del proceso de ultrafiltración con la membrana de MWCO de 10kDa

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	35,07 ± 10,41	20,14 ± 1,047
Ácido láctico (AL)	g/L	4,65 ± 0,03	5,76 ± 0,00

Proteínas	g/L	0,656 ± 0,055	2,077 ± 0,005
pH		4,21 ± 0,007	4,19 ± 0,007
Conductividad	mS/cm	6,89 ± 0,014	7,18 ± 0,014

Tabla A.33

Análisis del suero luego del proceso de ultrafiltración con la membrana de MWCO de 100kDa

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	30,92 ± 3,60	20,640 ± 5,46
Ácido láctico (AL)	g/L	5,05 ± 0,03	5,44 ± 0,06
Proteínas	g/L	0,07 ± 0,016	1,14 ± 0,02
pH		6,6 ± 0,07	6,81 ± 0,07
Conductividad	mS/cm	4,27 ± 0,014	4,28 ± 0,014

Tabla A.34

análisis del suero luego del proceso de ultrafiltración con la membrana de MWCO de 100kDa

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	34,37 ± 1,16	25,165 ± 0,930
Ácido láctico (AL)	g/L	4,6 ± 0,00	6,39 ± 0,00
Proteínas	g/L	0,07 ± 0,03	2,55 ± 0,64
pH		5,8 ± 0,014	7,13 ± 0,07
Conductividad	mS/cm	4,21 ± 0,014	4,15 ± 0,014

Tabla A.35

Análisis luego del proceso de nanofiltración con NF 270 con el permeado la membrana de 10kDa

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	15,786 ± 0,075	30,30 ± 0,019
Ácido láctico (AL)	g/L	1,8 ± 0,00	4,00 ± 0,06
Proteínas	g/L	-	-
pH		4,17 ± 0,07	4,22 ± 0,007
Conductividad	mS/cm	4,08 ± 0,007	6,65 ± 0,007

Tabla A.36*Análisis luego del proceso de nanofiltración con NF 270 con el permeado la membrana de 10kDa*

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	22,943 ± 0,057	27,591 ± 0,013
Ácido láctico (AL)	g/L	2,55 ± 0,031	4,86 ± 0,00
Proteínas	g/L	-	-
pH		4,16 ± 0,007	4,18 ± 0,014
Conductividad	mS/cm	4,96 ± 0,014	5,47 ± 0,007

Tabla A.37*Análisis luego del proceso de nanofiltración con NF 270 con el permeado la membrana de 100kDa*

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	21,997 ± 0,077	25 ± 0,007
Ácido láctico (AL)	g/L	1,75 ± 0,031	3,10 ± 0,06
Proteínas	g/L	-	-
pH		4,25 ± 0,014	4,075 ± 0,007
Conductividad	mS/cm	2,635 ± 0,007	4,235 ± 0,007

Tabla A.38*Análisis luego del proceso de nanofiltración con NF 270 con el permeado la membrana de 100kDa*

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	26,851 ± 0,004	24,054 ± 0,021
Ácido láctico (AL)	g/L	2,2 ± 0,00	3,15 ± 0,12
Proteínas	g/L	-	-
pH		3,75 ± 0,007	4,645 ± 0,007
Conductividad	mS/cm	4,28 ± 0,00	4,285 ± 0,007

Tabla A.39*Análisis del suero luego del proceso de nanofiltración*

	Unidades	Permeado	Concentrado
Lactosa (LT)	g/L	23,108 ± 0,124	49,268 ± 0,141
Ácido láctico (AL)	g/L	3,28 ± 0,19	7,47 ± 0,0
Proteínas	g/L	-	-

pH		4,01 ± 0,014	4,075 ± 0,007
Conductividad	mS/cm	4,95 ± 0,07	7,25 ± 0,014

Anexo 9. Evaluación de la concentración de ácido láctico del permeado y retenido luego del proceso de ultrafiltración

Tabla A.39

Evaluación de la concentración de ácido láctico contenida en el permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con membrana de 10 kDa y 100 kDa

Membrana	Permeado (g/L)	Retenido (g/L)
10 kDa	4,80 ± 0,00	4,819 ± 0,06
10 kDa	4,65 ± 0,03	5,765 ± 0,00
100 kDa	5,05 ± 0,03	5,134 ± 0,06
100 kDa	4,60 ± 0,00	5,449 ± 0,00

Nota.

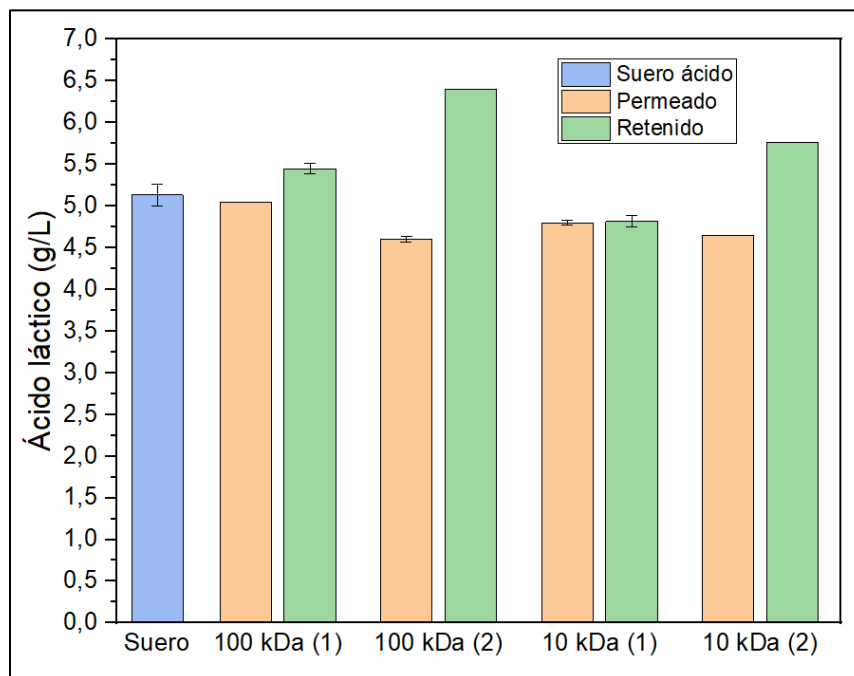


Figura A 6. Concentración de ácido láctico contenidas en el suero, permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con membranas de 10 y 100 kDa.

Anexo 10. Predicción del ensuciamiento mediante el modelo Hermia.

La **Tabla A.40** muestra los parametros de ensuciamiento aplicando el modelo de Hermia a 3,5

bar para la membrana de MWCO 100 kDa donde, los valores altos de R^2 muestran un mejor ajuste del modelo. El modelo de torta es el que presenta un mejor ajuste, seguido por el modelo de bloqueo intermedio.

El ajuste al modelo de torta indica que las partículas forman una capa limite sobre la superficie de la membrana, ya que las moléculas de soluto son más grandes que los poros.

Tabla A.40

Evaluación de los parámetros de ensuciamiento aplicando el modelo de Hermia a 3,5 bar con la membrana de MWCO de 100 kDa.

A			B			C			D		
J0 (L/m ² h)	R ²	k ₁ (s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₂ (m ^{-1/2} s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₃ (m ⁻¹ s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₄ (m ⁻² s ⁻¹)
39,97	0,753	0,180	39,95	0,80	0,015	40	0,851	0,054	40,82	0,91	0,0003
		2		6						6	

La **Tabla A.41** muestra muestra los parametros de ensuciamiento aplicando el modelo de Hermia a 3 bar para la membrana de MWCO 10 kDa. De acuerdo con los valores de R^2 , el modelo de filtración de torta es el que presenta un mejor ajuste, seguido por el modelo de filtración de bloqueo intermedio.

Tabla A.41

Evaluación de los parámetros de ensuciamiento aplicando el modelo de Hermia a 3 bar con la membrana de MWCO de 10 kDa.

A			B			C			D		
J0 (L/m ² h)	R ²	k ₁ (s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₂ (m ^{-1/2} s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₃ (m ⁻¹ s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₄ (m ⁻² s ⁻¹)
41,31	0,633	0,1959	41,09	0,715	0,0165	40,98	0,7846	0,00560	40,82	0,882	0,0003

La **Tabla A.42** muestra los parámetros de ensuciamiento del modelo de Hermia a 25 bar para la membrana NF 270 para el permeado proveniente de la membrana de MWCO de 10 kDa. De acuerdo con los valores de R^2 , el modelo de filtración de torta es el que presenta un mejor ajuste, seguido por el modelo de filtración de bloqueo intermedio.

Tabla A.42

Evaluación de los parámetros de ensuciamiento aplicando el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270 para el permeado proveniente de la ultrafiltración con la membrana de 10 kDa

A			B			C			D		
J0 (L/m ² h)	R ²	k ₁ (s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₂ (m ⁻)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₃ (m ⁻¹ s ⁻)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₄ (m ⁻² s ⁻)

					$^{1/2}s^{-1})$				$^1)$		
189,74	0,499	0,195	182,6	0,613	0,016	178,57	0,714	0,0056	182,57	0,857	0,0003

La **Tabla A.43** muestra los parámetros de ensuciamiento del modelo de Hermia a 25 bar para la membrana NF 270 para el permeado proveniente de la membrana de MWCO de 100 kDa. el modelo de filtración de torta es el que presenta un mejor ajuste, seguido por el modelo de filtración de bloqueo intermedio.

Tabla A.43

Evaluación de los parámetros de ensuciamiento aplicando el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270 para el permeado proveniente de la ultrafiltración con la membrana de 100 kDa

A			B			C			D		
J0 (L/m ² h)	R ²	k ₁ (s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₂ (m ^{-1/2} s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₃ (m ⁻¹ s ⁻¹) ¹⁾	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₄ (m ⁻² s ⁻¹)
166,01	0,642	0,714	164,78	0,728	0,0303	163,93	0,8021	0,0052	158,11	0,9068	0,00008

La **Tabla A.44** muestra los parámetros de ensuciamiento del modelo de Hermia a 25 bar para la membrana NF 270 usando como alimentación del proceso suero ácido, el modelo de filtración de torta es el que presenta un mejor ajuste, seguido por el modelo de filtración de bloqueo intermedio.

Tabla A.44

Evaluación de los parámetros de ensuciamiento aplicando el modelo de Hermia a 25 bar con la membrana NF270 para suero ácido como alimentación.

A			B			C			D		
J0 (L/m ² h)	R ²	k ₁ (s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₂ (m ^{-1/2} s ⁻¹) ¹⁾	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₃ (m ⁻¹ s ⁻¹)	J0 (L/m ² h)	R ²	k ₄ (m ⁻² s ⁻¹)
42,81	0,593	0,2	41,83	0,716	0,0172	41,32	0,813	0,0061	40,82	0,931	0,0004

Anexo 11. Proteínas presentes en el suero

Tabla A.44
proteínas del suero ácido

Proteína	Contenido de suero (%)	Peso molecular (kDa)	Punto isoelectrico (pH)	Beneficios nutricionales y funcionales
β-Lactoglobulin	48–58	18.0–18.36	5.2–5.5	Fuente de aminoácidos esenciales y ramificados. Favorece la absorción del retinol y posee excelentes propiedades gelificantes, emulsionantes y espumantes. Está reconocido como alérgeno.
α-Lactoglobulin	13–25	14.0–14.15	4.2–4.8	Principal proteína de la leche materna. Fuente de aminoácidos esenciales y ramificados. Se une al calcio. Es una proteína no gelificante.
Glicomacropéptido	10–20	7.0–8.6	<3.8	Fuente de aminoácidos ramificados.
Albúmina de suero bovino	5–10	66.0–69.0	4.7–5.1	Fuente de aminoácidos esenciales.
Inmunoglobulinas	8–15	150–1000	5.0–8.3	Puede proporcionar una "inmunidad pasiva".
Lactoferrina	1–2	77.0–78.0	7.9	Una proteína bactericida. Se une al hierro y puede inhibir la formación de tumores.
Lactoperoxidasa	0.5	78,0–89,0	9.6	Posee actividad antibacteriana.
Lisozima	0.0002	14.30	11.0	Posee actividad antimicrobiana.
Nota. [38]				

Anexo 12. Cálculo de Reynolds

Se consideró una velocidad superficial de 0,36 m/s. Además, se tomaron las siguientes consideraciones para las características del espaciador y del módulo de filtración:

Tabla A.45
Características del espaciador

h_{sp}	Altura del espaciador	0,00015	m
d_f	Diámetro del filamento del espaciador	0,0005	m
S_{vp}	Área específica del espaciador	8000	m ⁻¹
l_m	Longitud de un lado del rombo del espaciador	0,003	m
\emptyset	Porosidad	0,8691	
l_m/d_f	Razón característica del espaciador	6	
α	Ángulo de ataque del flujo	90	°
β	Ángulo entre los filamentos que cruzan	77	°

Tabla A.45
Características del canal de módulo

d_h	Diámetro hidráulico	0,00092	m
l	Largo del canal	0,147	m
w	Ancho del canal	0,097	m
A	Área activa de la membrana	0,014	m ²
h_c	Altura del canal (vacío)	0,019	m
h_{sh}	Altura de Shims	0,00094	m
A_t	Área transversal del canal	0,000094	m ²

El número de Reynolds se obtuvo a partir de la siguiente ecuación:

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

Donde,

v : velocidad del flujo transversal (m/s)

ρ : densidad del efluente (kg/m³)

μ : viscosidad del efluente (Pa s)

Luego, a partir de la velocidad es posible obtener el caudal:

$$v = \frac{Q}{\phi A_t}$$

Donde,

Q : Caudal

Anexo 13. Pruebas de permeabilidad

$$J = L_p(\Delta P - \Delta \pi)$$

Donde,

J: Flux de permeado (L/m²h)

L_p: Permeabilidad hidráulica (L/m²h bar)

ΔP: Diferencia de presión hidrostática entre la alimentación y el permeado (bar)

Δπ: Diferencia de presión osmótica entre la alimentación y el permeado (bar)

Para agua destilada

$$\Delta \pi \approx 0$$

$$J = L_p(\Delta P)$$

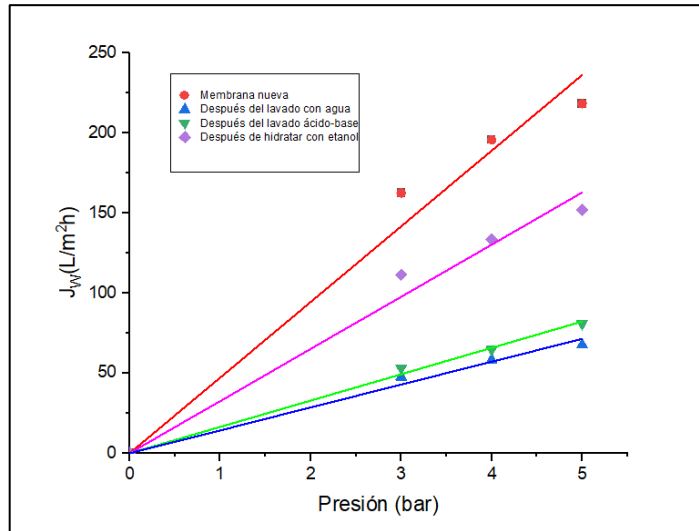


Figura A.7. Flux de permeado de agua destilada con la membrana de UF (10 kDa) antes y después de los procedimientos de limpieza

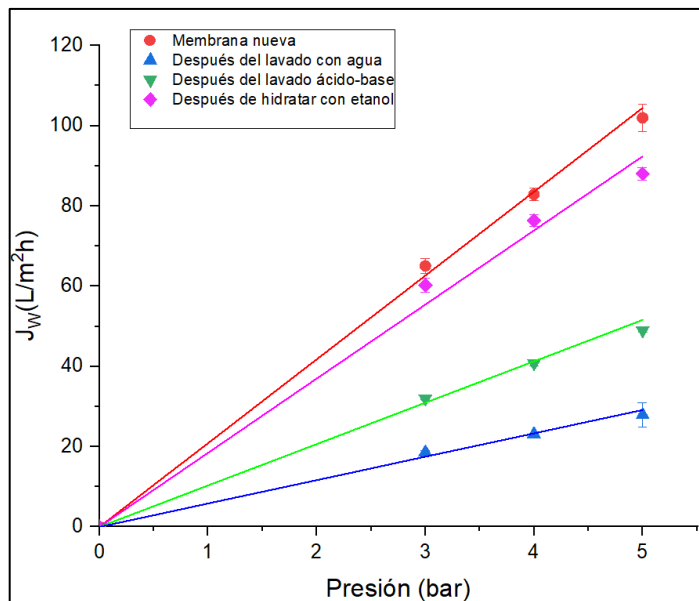


Figura A.8. Flux de permeado de agua destilada con la membrana de UF (100 kDa) antes y después de los procedimientos de limpieza

Anexo 14. Cálculo del rechazo

$$\text{Rechazo} = 1 - \frac{C_P}{C_F}$$

Donde,

C_P : Concentración del permeado

C_F : Concentración de la alimentación

Anexo 14. Evaluación de la concentración de proteínas

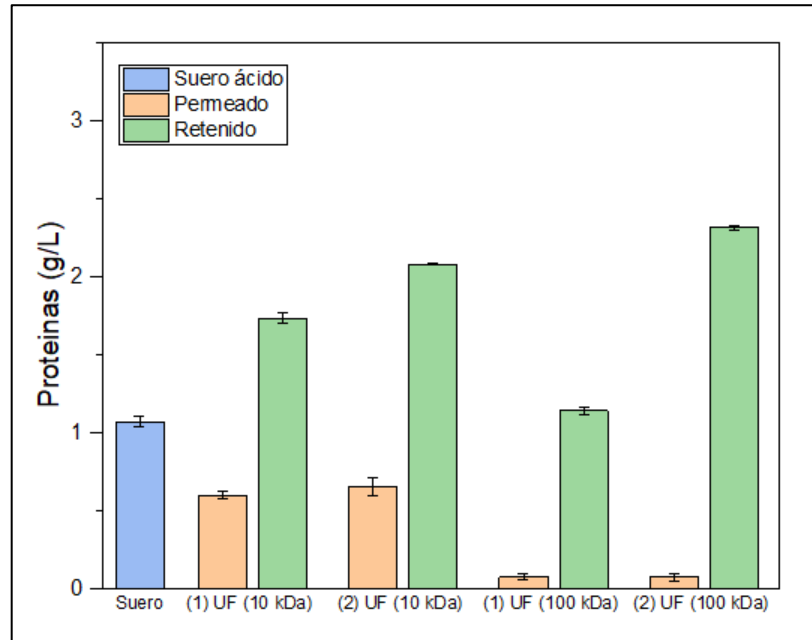


Figura A.9. Concentración de proteínas contenidas en el suero, permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con membranas de MWCO de 10 y 100 kDa.

Anexo 14. Evaluación de la concentración de lactosa

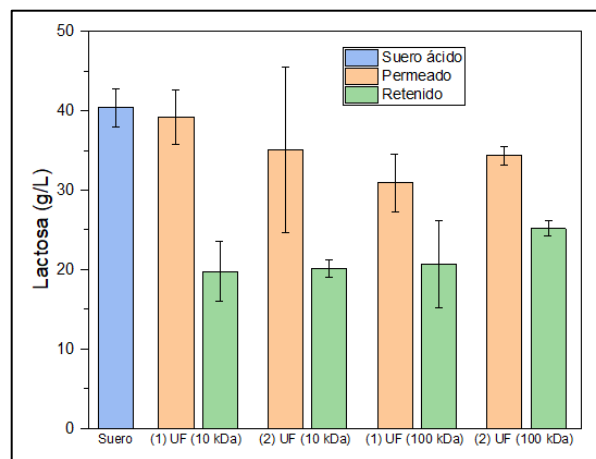


Figura A.10. Concentración de lactosa contenidas en el suero, permeado y retenido resultantes de la ultrafiltración con membranas UF (10 kDa) y UF (100 kDa).

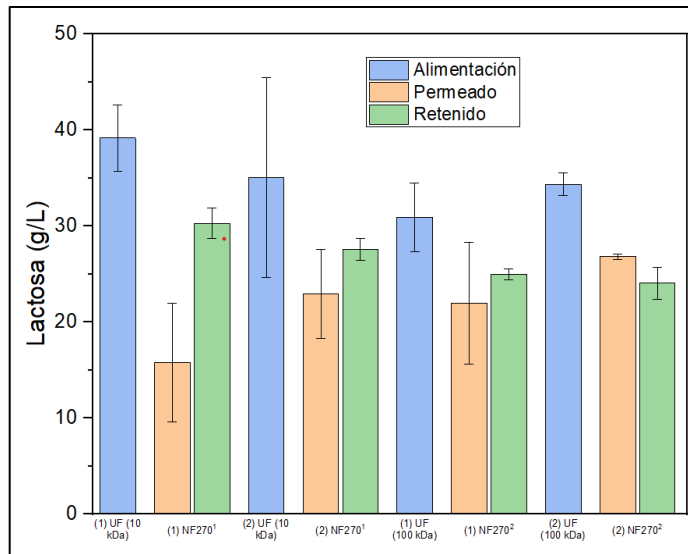


Figura A.11. Concentración de lactosa contenidas en la alimentación, permeado y retenido resultantes de la nanofiltración con la membrana NF270.

Tabla A.45

Evaluación de la concentración de lactosa contenida en el permeado y retenido resultantes de la nanofiltración de suero con NF270

Membrana	Permeado (g/L)	Retenido (g/L)
NF270 ³	23,11 ± 10,23	49,26 ± 11,63

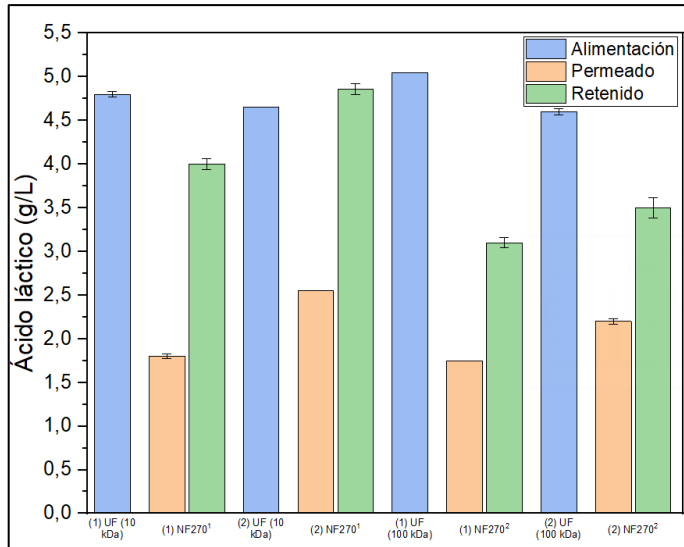


Figura A.12. Concentración de ácido láctico contenidas en el suero, permeado y retenido resultantes de la nanofiltración.

Tabla A.46

Evaluación de la concentración de ácido láctico contenido en el permeado y retenido resultantes de la nanofiltración de suero con NF270

Membrana	Permeado (g/L)	Retenido (g/L)
NF270 ³	3,152 ± 0,19	7,476 ± 0,00

Anexo 15. Determinación de la presión de operación

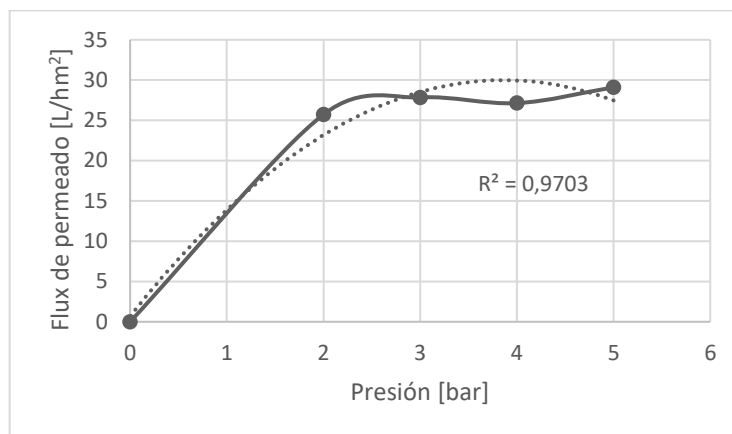


Figura A.13. Efecto de la presión transmembrana en el flujo de permeado para la membrana UF (10 kDa) (Condiciones de operación: T = 20°C; Q = 100 L/h)

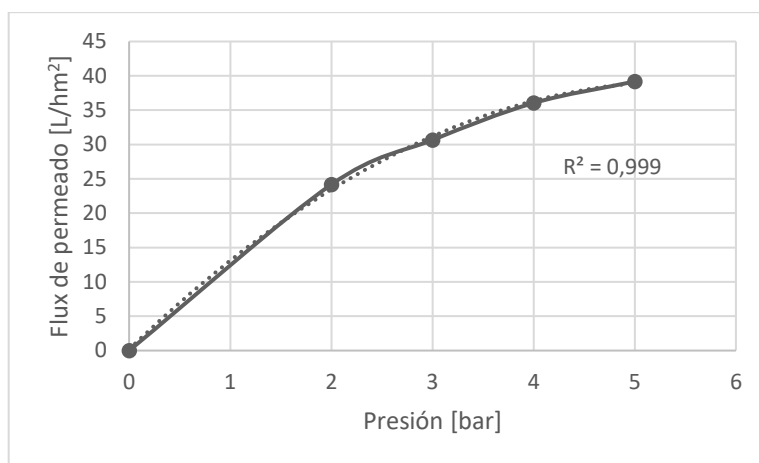


Figura A.14. Efecto de la presión transmembrana en el flujo de permeado para la membrana UF (10 kDa) (Condiciones de operación: T = 20°C; Q = 100 L/h)

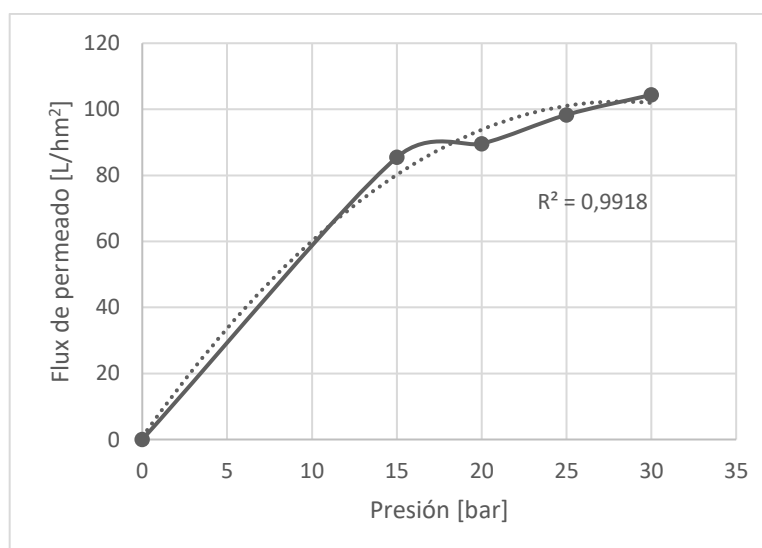


Figura A.15. Efecto de la presión transmembrana en el flujo de permeado para la membrana NF270 (Condiciones de operación: T = 20°C; Q = 100 L/h)