



Universidad de Concepción  
Dirección de Postgrado  
Facultad de Ingeniería Agrícola  
Programa de Magíster en Ingeniería Agrícola

**Separación de aromas a través de membranas de  
pervaporación desde residuos líquidos agroindustriales  
del arándano**

Tesis para optar al grado de Magíster en Ingeniería Agrícola

FELIPE IGNACIO RAMOS PENRROZ  
CHILLÁN-CHILE  
2025

Profesor Guía: Dr. Gastón Ignacio Merlet Venturelli

Departamento de Agroindustrias

Facultad de Ingeniería Agrícola

Universidad de Concepción

Esta tesis ha sido realizada en el Departamento de Agroindustrias de la Facultad Ingeniería Agrícola, Universidad de Concepción.

Profesor Guía

Dr. Gastón Merlet Venturelli  
Facultad de Ingeniería Agrícola  
Universidad de Concepción

Comisión Evaluadora:

Dra. Andrea Plaza Ramírez  
Facultad de Ingeniería Agrícola  
Universidad de Concepción

Dr. René Cabezas Cornejo  
Facultad de Ciencias  
Universidad Católica de la Santísima  
Concepción

Director de Programa

Dr. Luis Pino Soto  
Facultad de Ingeniería  
Universidad de Concepción

Mg. Pedro Melin Marín  
Facultad de Ingeniería  
Universidad de Concepción

## ÍNDICE

RESUMEN.....	vii
ABSTRACT.....	ix
I. INTRODUCCIÓN .....	1
II. HIPÓTESIS.....	6
III. OBJETIVOS.....	6
3.1 Objetivo general.....	6
3.2 Objetivos específicos.....	6
IV. ANTECEDENTES TEÓRICOS.....	7
4.1 Arándanos como fuentes de aromas.....	7
4.2 Procesos de extracción de aromas.....	10
4.3 Líquidos iónicos.....	14
4.4 Transferencia de masa en los sistemas de pervaporación.....	16
V. METODOLOGÍA.....	18
5.1 Selección de polímeros y los líquidos iónicos a utilizar.....	18
5.2 Preparación de membranas asimétricas estabilizadas por gelificación ...	19
5.3 Experimento de pervaporación.....	20
5.4 Evaluación de las variables operativas y la resistencia a la transferencia de masa	23
VI. RESULTADOS Y DISCUSIONES .....	32
6.1 Preparación de membranas asimétricas estabilizadas por gelificación ...	32
6.2 Determinación de las capacidades de extracción.....	33
6.3 Densidades de flujo transmembrana de aromas .....	44
VII. CONCLUSIÓN.....	61
VIII. BIBLIOGRAFÍA.....	62
IX. APÉNDICE .....	79

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Compuestos que se encuentran en los sub-productos agroindustriales en el arándano. ....	9
Tabla 2. Propiedades de los líquidos iónicos utilizados (Gutowski, 2018). ....	18
Tabla 3. Parámetros y variables experimentales utilizados en el sistema de pervaporación.....	22
Tabla 4. Flujos de agua transmembranales a 1000 (ml min <sup>-1</sup> ) para cada membrana. ....	49
Tabla 5. Factor de enriquecimiento de cada compuesto a través de las diferentes membranas a un caudal de 1000 (mL min <sup>-1</sup> ). ....	52
Tabla 6. Selectividad de cada compuesto con respecto al agua en cada membrana a un caudal de 1000 (mL min <sup>-1</sup> ). ....	52
Tabla 7. Coeficiente de transferencia de masa global $KLTC$ (m h <sup>-1</sup> ) de cada compuesto en las membranas, medido a un caudal de 1000 (mL min <sup>-1</sup> ). ....	53
Tabla 8. Extracción de compuestos orgánicos volátiles mediante el proceso de pervaporación.....	60

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Superficie de arándanos en ha, por regiones en Chile. Fuente. ODEPA 2023. ....	7
Figura 2. Superficie agrícola en la región de Ñuble de frutales, hortalizas y vitivinícola (ha). Fuente. (ODEPA-CIREN-INE-SAG, 2021). ....	8
Figura 3. Superficie de frutales en la región de Ñuble en ha. Fuente. (ODEPA-CIREN-INE-SAG, 2021). ....	8
Figura 4. Esquema de la separación por membrana. ....	12
Figura 5. Fundamentos de la pervaporación. ....	13
Figura 6. Esquema de la membrana compuesta y su estructura. ....	19
Figura 7. Metodología para la gelificación de los líquidos iónicos. ....	20
Figura 8. Diagrama estructural del sistema de pervaporación (elaboración propia). ....	21
Figura 9. Perfil de concentración en cada fase durante el proceso de pervaporación. ....	26
Figura 10. Líquidos iónicos gelificados en todas las concentraciones probadas. ....	32
Figura 11. Porcentaje de extracción de compuestos utilizando membranas: (A) POMS y (B) PEBA, a un caudal de 1000 (mL min <sup>-1</sup> ). ....	33
Figura 12. Porcentaje de extracción utilizando la membrana POMS/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/POMS a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min <sup>-1</sup> ). ....	36
Figura 13. Porcentaje de extracción utilizando la membrana POMS/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/POMS a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min <sup>-1</sup> ). ....	38
Figura 14. Porcentaje de extracción utilizando la membrana PEBA/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min <sup>-1</sup> ). ....	40

Figura 15. Porcentaje de extracción utilizando la membrana PEBA/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min <sup>-1</sup> ). .....	42
Figura 16. Densidades de flujo transmembrana N (kg h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> ) de los compuestos en membranas POMS y PEBA a 1000 (mL min <sup>-1</sup> ). .....	45
Figura 17. Densidades de flujo transmembrana N (kg h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> ) de los compuestos en POMS/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/POMS, POMS/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/POMS, PEBA/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA y PEBA/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (mL min <sup>-1</sup> ). .....	46

## RESUMEN

La recuperación de aromas desde residuos líquidos agroindustriales, como caldos de fermentación, aguas de lavado y fracciones líquidas del procesamiento de arándano, representa una estrategia sostenible para la valorización de subproductos agrícolas. En este contexto, la técnica de pervaporación surge como una alternativa eficiente para la extracción de aromas volátiles desde matrices predominantemente acuosas.

En este estudio se desarrollaron y evaluaron membranas asimétricas tricapas basadas en PEBA y POMS, y con los líquidos iónicos [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] y [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], gelificados con ácido 12-hidroxiesteárico (12-HSA) al 0.5 % p/p. Las membranas fueron caracterizadas en términos de flujo transmembrana, factores de enriquecimiento, selectividad y coeficientes de transferencia de masa.

Los resultados demostraron que la incorporación de líquidos iónicos mejora significativamente el desempeño separativo respecto a las membranas monofásicas. La configuración PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA alcanzó factores de enriquecimiento de 1,454 para hexanal y 561 para linalool, mientras que PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA obtuvo los valores máximos del estudio, con 1,626 para hexanal y 963 para linalool. La selectividad frente al agua aumentó de manera sustancial en las membranas tricapa, destacando POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, que exhibió las mayores selectividades para hexanal (1,233) y linalool (1,578), significativamente superiores a las observadas en las membranas monofásicas. Asimismo, la resistencia global a la transferencia de masa disminuyó, obteniéndose coeficientes  $K_{L,TC}$  de hasta 2.85.E-02 m h<sup>-1</sup> para hexanal y 2.20.E-02 m h<sup>-1</sup> para linalool en las membranas tricapa. El flujo de agua se redujo de 0.312 kg h<sup>-1</sup> m<sup>-2</sup> en PEBA a 0.013-0.023 kg h<sup>-1</sup> m<sup>-2</sup> en las membranas tricapa.

En conjunto, PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA presentó el mejor equilibrio entre permeabilidad, selectividad y resistencia difusiva, consolidándose como la

alternativa más eficiente para la recuperación de aromas desde matrices acuosas agroindustriales.

## ABSTRACT

The recovery of aromas from agro-industrial liquid residues, such as fermentation broths, washing waters, and liquid fractions from blueberry processing, represents a sustainable strategy for the valorization of agricultural by products. In this context, pervaporation emerges as an efficient alternative for the extraction of volatile compounds from predominantly aqueous matrices.

In this study, asymmetric trilayer membranes based on PEBA and POMS were developed and evaluated, incorporating the ionic liquids [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] and [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], as a gelled intermediate phase using 0.5 wt% 12-hydroxystearic acid (12-HSA). The membranes were characterized in terms of transmembrane fluxes, enrichment factors, selectivity, and overall mass transfer coefficients.

The results demonstrated that the incorporation of ionic liquids significantly improves separation performance compared to monophasic membranes. The PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA configuration achieved enrichment factors of 1,454 for hexanal and 561 for linalool, whereas PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA exhibited the highest values in this study, reaching 1,626 for hexanal and 963 for linalool. Aroma selectivity relative to water increased substantially in trilayer membranes, with POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS showing the highest selectivity's for hexanal (1,233) and linalool (1,578), significantly higher than those observed for the monophasic membranes. In addition, the overall mass transfer resistance decreased, yielding  $K_{L,TC}$  values of up to 2.85.E-02 m h<sup>-1</sup> for hexanal and 2.20.E-2 m h<sup>-1</sup> for linalool in the modified membranes. Water flux decreased from 0.312 kg h<sup>-1</sup> m<sup>-2</sup> in PEBA to 0.013-0.023 kg h<sup>-1</sup> m<sup>-2</sup> in trilayer membranes.

Overall, PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA exhibited the best balance between permeability, selectivity, and diffusive resistance, consolidating its position as the most efficient alternative for aroma recovery from agroindustrial aqueous matrices.

## I. INTRODUCCIÓN

En los últimos años, la valorización de subproductos agroindustriales ha adquirido un rol central dentro de las estrategias de economía circular y de producción sostenible (Rațu et al., 2023). Los desechos generados por la agricultura e industrias agroalimentarias han ido en aumento, planteando un desafío relevante para la cadena de producción de alimentos. No obstante, mediante estrategias sostenibles, estos residuos pueden transformarse en recursos de alto valor. En este sentido, sectores como la farmacéutica, cosmética, alimentaria y químico han implementado prácticas de reducción, reutilización, reciclaje y valorización de desechos, tanto dentro como fuera de sus instalaciones (Ngwasiri et al., 2022)

La creciente presión hídrica en sistemas agroindustriales ha incrementado la generación de corrientes acuosas residuales con alto contenido de aromas, especialmente en sectores como el procesamiento de berries en Chile, donde el uso intensivo de agua alcanza más del 80% de la demanda nacional (Foster & Valdés, 2013). Estas matrices líquidas representan una oportunidad para la valorización de subproductos mediante la recuperación selectiva de compuestos de interés.

Durante el procesamiento de frutas y en particular en la concentración de jugos, los aromas, determinantes para la calidad sensorial suelen perderse debido a su alta volatilidad en soluciones acuosas (Pereira et al., 2006). En el caso de los arándanos, la recuperación de estos compuestos no solo es clave para mantener su perfil aromático característico, sino también para aprovechar sus propiedades bioactivas. La aplicación de tecnologías de membranas ha permitido separar y recuperar estos compuestos durante etapas del procesado de jugos de frutas y bebidas, incluyendo estudios específicos sobre matrices de arándanos (Nazely Diban Gómez, 2008).

En este contexto, la industria del arándano, cuya producción mundial alcanzó cerca de 1.8 millones de toneladas en 2022, genera grandes volúmenes de desechos durante su procesamiento, situación especialmente relevante en países exportadores como Chile (FAO, 2023). Estos residuos, tanto líquidos como sólidos, constituyen una fuente rica en aromas de interés comercial, entre los que se incluyen antocianinas, flavonoides, alcoholes, aldehídos y ésteres (Beaulieu et al., 2017). Dichos compuestos no solo aportan atributos sensoriales característicos, sino que también presentan propiedades funcionales como actividad antimicrobiana y antioxidante (Beaulieu et al., 2017). Sin embargo, gran parte de estas moléculas son desaprovechada o eliminada junto con los efluentes agroindustriales, lo que implica pérdidas económicas y riesgos ambientales asociados a la descarga de materia orgánica en cuerpos de agua. Este tipo de vertimientos puede incrementar la demanda biológica y química de oxígeno, favoreciendo procesos de eutrofización y deterioro de la calidad de agua, lo que ha sido señalado como una problemática en la gestión de residuos líquidos agroindustriales (FAO, 2023).

La producción de aromas se ha basado tradicionalmente en rutas de síntesis química, caracterizadas por múltiples etapas, uso de catalizadores costosos y generación de residuos (David & Doro, 2023). Estas limitaciones han contribuido a un creciente cuestionamiento de dichos procesos por parte de los consumidores, impulsando la búsqueda de alternativas naturales y más sostenibles (Routray & Orsat, 2011a). No obstante, recuperar aromas desde matrices agroindustriales resulta particularmente compleja debido a sus bajas concentraciones y a las limitaciones inherentes de las técnicas convencionales. La destilación, aunque ampliamente utilizada, puede degradar compuestos sensibles al calor y modificar su perfil sensorial (Vinatoru, 2001). Por su parte, la extracción con disolventes implica riesgos toxicológicos y requiere de etapas adicionales de purificación para eliminar trazas residuales, lo que incrementa el costo y el impacto ambiental del proceso (Chemat et al., 2017). La adsorción, si

bien efectiva en sistemas diluidos, exige regeneraciones frecuentes del material adsorbente y su eficiencia depende fuertemente de la afinidad entre el compuesto y el soporte, lo cual limita su aplicabilidad en matrices complejas (Zhang et al., 2021). Estas restricciones evidencian la necesidad de tecnologías más selectivas, energéticamente eficientes y con menor impacto ambiental para la valorización de aromas.

Frente a este panorama, la pervaporación se presenta como una estrategia eficiente y ambientalmente amigable para extraer compuestos volátiles en sistemas acuosos. Este proceso, basado en el mecanismo de disolución-difusión a través de membranas densas, permite separar compuestos volátiles sin necesidad de emplear disolventes orgánicos a diferencia de los procesos de extracción líquido-líquido ni recurrir a altas temperaturas (Pizzolato et al., 2012), lo que contribuye a preservar sustancias termosensibles y a disminuir el consumo energético.

En este contexto, las membranas poliméricas han mostrado un desempeño sobresaliente en procesos de pervaporación, particularmente en la separación de compuestos volátiles desde matrices acuosas. Entre ellas, PEBA (poliéteramida en bloque) y POMS (poli octil metil siloxano) destacan por sus propiedades estructurales y su afinidad con aromas. PEBA combina dominios rígidos (poliamida) y flexibles (poliéter), cuya proporción controla la polaridad, la solubilidad y la movilidad de los solutos dentro de la membrana, facilitando el transporte selectivo de moléculas con grados intermedios de polaridad. Por su parte, POMS presenta una elevada compatibilidad con compuestos orgánicos debido a su baja energía superficial, carácter marcadamente hidrofóbico y excelente estabilidad térmica, lo que favorece la permeación de especies volátiles y poco solubles en agua (Djebbar et al., 1998). Más recientemente, la incorporación de líquido iónico (LI) en estructuras poliméricas ha permitido desarrollar sistemas avanzados, ya que el líquido iónico modifica la afinidad

química de la fase activa sin construir una membrana independiente. La elección del catión y el anión ajusta la solubilidad y la difusividad de los compuestos en la capa gelificada, incrementando la selectividad y la eficiencia de separación. Los líquidos iónicos presentan elevada estabilidad térmica y baja presión de vapor, cualidades que los hacen idóneos para separaciones en las que se requiere minimizar la volatilización del medio activo y mantener estabilidad operativa de la fase líquida dentro de la membrana (Vatani et al., 2019). Entre ellos, [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] (tributilmetilfosfonio bis(trifluorometilsulfonil)imida) y [Bmim][Tf<sub>2</sub>N] (1-butil-3-metilimidazolio bis(trifluorometilsulfonil)imida) han mostrado un rendimiento notable en procesos de separación, debido a la hidrofobicidad del anión [Tf<sub>2</sub>N]<sup>-</sup>, que reduce la miscibilidad con agua y favorece la partición de compuestos volátiles hacia la fase iónica (Schäfer et al., 2005). Además, tanto el catión imidazolio ([Bmim]<sup>+</sup>) como el fosfonio ([P<sub>1444</sub>]<sup>+</sup>) permiten interacciones específicas, como  $\pi$ - $\pi$  y dipolo-incluido, con grupos funcionales de alcoholes y aromas, aumentando su solubilidad en el líquido iónico (Vatani et al., 2019). Estas propiedades, sumadas a su estabilidad operativa de las membranas. Entre los compuestos volátiles modelos considerados destacan hexanol, hexanal, linalool, alcohol bencílico, etanol, Z-3-hexen-1-ol y E-2-hexen-1-ol.

La implementación de soluciones innovadoras en la valorización de residuos agroindustriales constituye una estrategia efectiva para reducir el impacto ambiental asociado a la descarga de efluentes con alta carga orgánica. Estos corrientes líquidos suelen presentar valores elevados de demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y demanda química de oxígeno (DQO), parámetros que reflejan su potencial para generar eutrofización y deterioro de la calidad del agua si no son adecuadamente gestionadas (Cardona Alzate et al., 2024; Sampaolesi et al., 2023). En este contexto, la recuperación de aromas desde dichas matrices no solo aporta valor económico, sino que también promueve una gestión más sostenible de los residuos líquidos del sector. En particular, el sector cosmético ha experimentado un crecimiento sostenido, favorecido por la preferencia hacia

ingredientes naturales y procesos respetuosos con el medio ambiente. Se proyecta que el mercado mundial de fragancias naturales alcanzará los 6.5 mil millones de dólares en 2027, con una tasa de crecimiento anual de 8.6% (Castro-Muñoz et al., 2023). En este marco, la aplicación de pervaporación para recuperar compuestos volátiles desde residuos de arándanos surge como una alternativa atractiva y competitiva, que no solo reduce costos de insumos, sino que además posibilita diversificar la oferta con ingredientes naturales certificados.

## **II. HIPÓTESIS**

La pervaporación utilizando membranas tricapa que incorporan una fase de líquido iónico gelificado mejorará la selectividad y eficiencia en la separación de aromas desde soluciones acuosas simulando residuos líquidos agroindustriales.

## **III. OBJETIVOS**

### **3.1 Objetivo general.**

Estudiar los procesos de pervaporación con membranas tricapas con líquidos iónicos para la separación de aromas característicos de los subproductos de arándanos desde una solución acuosa.

### **3.2 Objetivos específicos.**

- a. Diseñar y desarrollar membranas multicapas con líquidos iónicos específicos para la recuperación de aromas desde soluciones acuosas.
- b. Determinar porcentajes de extracción y flujo transmembrana de los aromas en función de los caudales de alimentación.
- c. Evaluar y comparar el desempeño de las membranas desarrolladas con membranas comerciales en la separación de aromas utilizando un sistema de pervaporación.

#### IV. ANTECEDENTES TEÓRICOS

##### 4.1 Arándanos como fuentes de aromas

Los arándanos (*Vaccinium corymbosum*) son una fruta muy valorada en todo el mundo debido a sus beneficios para la salud y su sabor dulce y ácido. Chile es uno de los principales productores y exportadores de arándanos frescos en el mundo, con una superficie plantada de 17.8 mil hectáreas en el territorio nacional, siendo las regiones del Maule y de Ñuble como las principales regiones productoras en el país, como se puede ver en la figura 1.

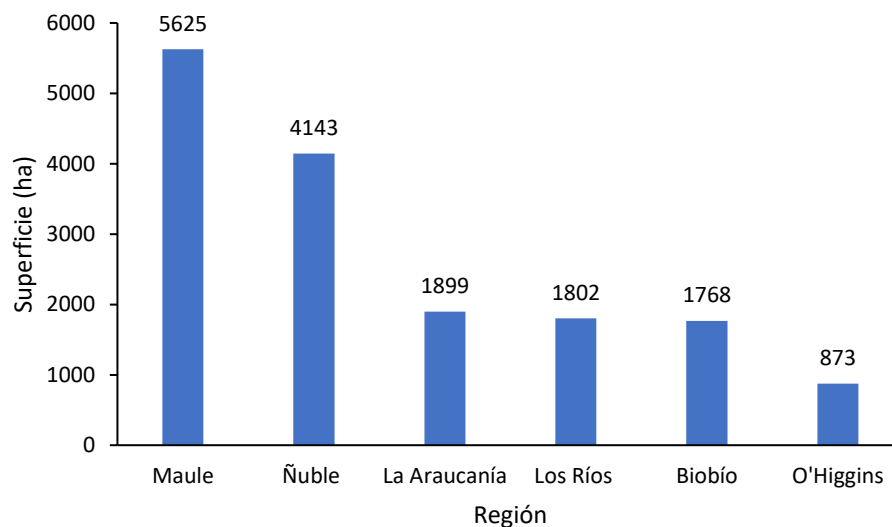


Figura 1. Superficie de arándanos en ha, por regiones en Chile. Fuente. ODEPA 2023.

Según se muestra en la Figura 1, la región de Ñuble destaca como la segunda con mayor producción de arándanos en Chile, contribuyendo significativamente a la producción nacional. Con una extensión de 13,178.5 km<sup>2</sup>, la región de Ñuble alberga una superficie frutal que representa el 1.45% de su territorio total. A nivel nacional, esta superficie frutal constituye el 5.11% del total de frutales cultivados en el país. Dentro de la región de Ñuble, la superficie agrícola alcanza las 27 mil hectáreas de las cuales se distribuyen, en frutales, hortalizas y vitivinícola, como se observa en la Figura 2.

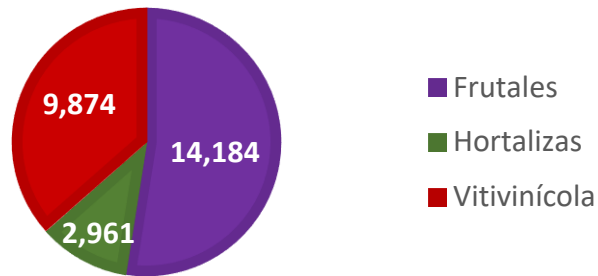


Figura 2. Superficie agrícola en la región de Ñuble de frutales, hortalizas y vitivinícola (ha). Fuente. (ODEPA-CIREN-INE-SAG, 2021).

Los frutales alcanzan una superficie de 14,184 ha, se pueden identificar una variedad de cultivos. Algunas de las especies más destacadas incluyen el arándano, el avellano, el cerezo, el nogal y la frambuesa, entre otras, tal como se muestra en la Figura 3.

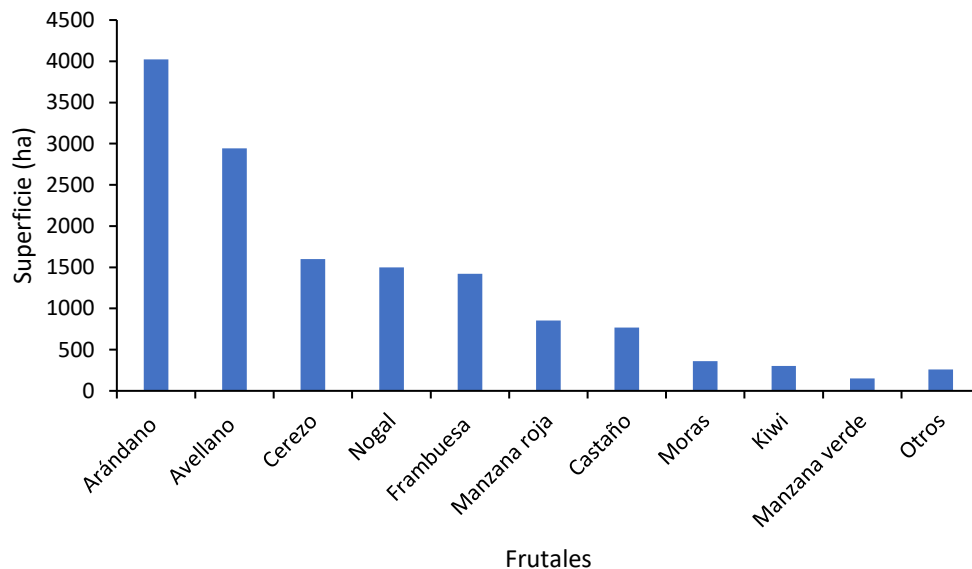


Figura 3. Superficie de frutales en la región de Ñuble en ha. Fuente. (ODEPA-CIREN-INE-SAG, 2021).

En la región, el cultivo de arándanos ocupa la mayor superficie de hectáreas plantadas, con un total de 4,143 ha. A pesar del notable crecimiento de esta industria en la región, es importante destacar, las pérdidas asociadas a los procesos de producción y procesamiento, específicamente en forma de residuos agroindustriales (ODEPA-CIREN-INE-SAG, 2021).

En los últimos años, el uso de membranas ha ganado relevancia en diversas áreas de la industria y la investigación, incluyendo aplicaciones relacionadas con el procesamiento de arándanos. Los arándanos son reconocidos como una fruta altamente valorada debido a su contenido nutricional y propiedades antioxidantes que presenta el fruto, lo que ha generado un aumento en la demanda para los productos derivados del arándano (Routray & Orsat, 2011b).

En este sentido, surge la necesidad de aprovechar los residuos generados en los procesos de lavado del arándano, como las aguas utilizadas en la concentración de jugos o en la producción de mermeladas. Esto se debe a que el arándano es una fuente rica en aromas (tabla 1). Actualmente, existe una creciente demanda de innovaciones tecnológicas que favorecen la producción y recuperación de aromas para diversas industrias, incluyendo el sector alimentario, farmacéutico y cosmético.

Tabla 1. Compuestos que se encuentran en los sub-productos agroindustriales en el arándano.

Fruto	Producto	Compuestos	Clase química	Aroma
Arándano	Aguas de procesos de jugo y mermeladas	(E)-2-hexanal	Aldehído	Floral intenso y complejo. Fresco y delicado con notas florales Suave y afrutado, con notas dulces Hierba recién cortada o a hojas verdes. Dulce y floral. Floral suave, con notas a lavanda.
		Fenilacetaldehído		
		1-hexanol (E)-2-hexanol (Cis)-3-hexanol Alcohol Bencílico	Alcohol	
		Linalool	Terpeno	

Fuente. (R. P. Dias et al., 2023).

La gestión inadecuada de los residuos agroindustriales en diversas etapas de los procesos productivos se ha convertido en una preocupación global. Estos residuos, en muchos casos, no son adecuadamente procesados o dispuestos, lo que contribuye significativamente a la contaminación ambiental y representa un desafío para la sostenibilidad.

Al mismo tiempo, los residuos agroindustriales pueden ser considerados una valiosa oportunidad. Ya que estos residuos poseen un alto potencial para ser aprovechados de manera eficiente y sostenible en diferentes procesos. Al darles un uso adecuado, es posible no solo reducir la contaminación ambiental, sino también crear nuevos productos, agregar valor a los productos originales y contribuir a la recuperación de las condiciones ambientales alteradas.

#### **4.2 Procesos de extracción de aromas**

Para extraer aromas desde matrices naturales se han propuesto diversas técnicas, cada una con beneficios y restricciones particulares. La elección del procedimiento más adecuado está condicionada por aspectos como el tipo de materia prima, la sensibilidad de los compuestos volátiles y la eficiencia global del proceso considerando criterios económicos y ambientales (Castro-Muñoz, 2019).

La destilación es un método eficaz para separar líquidos con diferentes puntos de ebullición, permitiendo la obtención de sustancias puras en industrias como la química o farmacéutica. Esta técnica resulta versátil, aplicable tanto a gran escala como en pequeños laboratorios. Sin embargo, conlleva desventajas notables, como su alto consumo energético y el tiempo requerido, ya que su proceso puede ser lento. Además, ciertos compuestos volátiles podrían perderse o descomponerse durante la destilación, y no todos los líquidos son aptos para este método. A pesar de sus limitaciones, la destilación sigue siendo una herramienta valiosa para la purificación de sustancias líquidas (López et al., 2005).

La adsorción es un método efectivo para separar componentes mediante su absorción selectiva en superficies sólidas. Sus ventajas incluyen una alta selectividad para separar compuestos específicos en una mezcla, lo que la hace útil en la purificación de productos químicos y la eliminación de impurezas. Además, su versatilidad permite su aplicación en diferentes condiciones de temperatura y presión. Sin embargo, presenta desafíos como la necesidad de regenerar los adsorbentes para su reutilización, lo que puede ser un proceso costoso y consumir tiempo. Además, la adsorción puede ser menos efectiva para separar compuestos de baja polaridad, limitando su aplicabilidad en ciertos contextos industriales (López et al., 2005).

Los fluidos supercríticos se destacan por su capacidad para disolver una amplia gama de compuestos, ofreciendo ventajas como una alta difusividad y selectividad en la extracción de componentes. Su versatilidad los hace útiles en la industria alimentaria, farmacéutica y de extracción de productos naturales. Sin embargo, su aplicación conlleva desafíos considerables, como la necesidad de operar a altas presiones y temperaturas, lo que puede resultar costoso y complicado de controlar. Además, la complejidad en el diseño de sistemas a alta presión y el riesgo asociado con estas condiciones representan desventajas en términos de seguridad y viabilidad económica (A. L. B. Dias et al., 2021).

En este sentido la tecnología de membranas es una técnica de separación que se utiliza para separar componentes de una mezcla mediante el uso de membranas semipermeables, esta ha sido de gran importancia en diversas áreas de la industria y la investigación, debido a su capacidad para separar y purificar sustancias químicas de manera eficiente y sostenible (Brotons et al., 2009). Esta técnica se basa en el uso de membranas selectivas que permiten el transporte de componentes a través de ellas, aprovechando las diferencias en tamaño, carga o afinidad química.

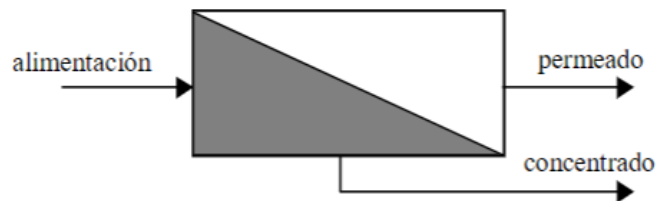


Figura 4. Esquema de la separación por membrana.

En el proceso de separación por membranas, la mezcla de sustancias se introduce de un lado de la membrana (Figura 4, alimentación), y se aplica una diferencia de potencial el cual puede ser una diferencia de presión, concentración o temperatura a través de esta. Esto provoca el transporte selectivo de los componentes a través de la membrana, separándolos en diferentes flujos, como son, el permeado que es donde se van los componentes que pueden a travesar la membrana, mientras que los componentes retenidos se recolectan en la parte de la concentración. La modificación de la selectividad del polímero puede mejorar la eficiencia de la separación (Pérez et al., 2011).

La pervaporación emerge como una técnica de separación altamente eficiente y sostenible, destacando por su capacidad para separar selectivamente componentes de una mezcla líquida a través de una membrana densa. Este proceso opera bajo vacío o mediante un gas de arrastre, lo que facilita la evaporación del permeado y mantiene el gradiente de presión parcial necesario para la transferencia de masa. Entre sus principales ventajas se encuentran el bajo consumo energético frente a otros métodos de separación, su simplicidad operativa y su adaptación a distintas aplicaciones industriales. Además, ofrece una elevada selectividad en la separación de productos químicos. No obstante, su desempeño puede verse afectado por fenómenos de ensuciamiento o degradación de la membrana con el tiempo. A pesar de estas limitaciones, la pervaporación se consolida como una alternativa prometedora por su eficiencia energética y su capacidad para abordar desafíos de separación en diversos sectores industriales (Fan et al., 2019).

Este es un proceso que combina la permeación selectiva de los componentes con su evaporación en el lado del permeado. En este proceso, los componentes de una mezcla se separan en función de su capacidad para evaporarse a través de una membrana selectiva. La separación se basa en las diferencias en las tasas de evaporación de los componentes, lo que permite obtener un producto enriquecido en uno de los componentes y un permeado enriquecido en el otro.

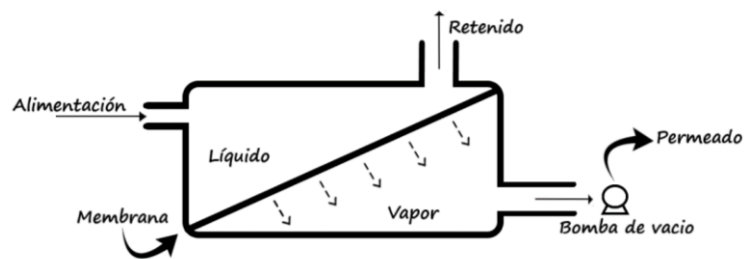


Figura 5. Fundamentos de la pervaporación.

Dentro del proceso de pervaporación, se pueden distinguir tres procesos principales: la difusión de los componentes de la mezcla a través de la membrana, la adsorción de los componentes en la superficie de la membrana y la desorción de los componentes en la superficie de la membrana. La eficiencia de la pervaporación depende de la selección de la membrana adecuada y de las condiciones de operación, como la temperatura, la presión y el flujo de alimentación (Belén et al., 2008).

En comparación con otras técnicas de separación de aromas, la separación a través de membranas de pervaporación, es una técnica versátil y eficiente que ha revolucionado los procesos de separación y purificación en diversas industrias, como cosméticas, farmacéuticas, alimentaria y química (Bhattacharjee et al., 2017). Su capacidad para separar sustancias de manera selectiva y sostenible la convierte en una herramienta de gran importancia para abordar desafíos ambientales y mejorar la eficiencia de los procesos industriales, como

se menciona a continuación algunas ventajas y desventajas, de otros procesos para realizar la separación de compuestos.

La integración de la tecnología de membranas con los líquidos iónicos (LIs) representa un avance innovador que potencia la eficiencia y la selectividad en la separación de componentes en mezclas. Al emplear líquidos iónicos como fase líquida en las membranas, se logra desarrollar membranas líquidas con una estabilidad notable y una capacidad sobresaliente de separación (Infante, 2021). La inherente singularidad de los líquidos iónicos, como su composición de iones positivos y negativos que otorgan estabilidad térmica y química, una volatilidad reducida y una versatilidad solvente, los convierte en una opción atractiva para ser integrados en tecnologías de membranas, potenciado así su potencial en diversas aplicaciones industriales (Pérez et al., 2011).

La convergencia estratégica entre la tecnología de membrana y líquidos iónicos representa una sinergia poderosa, aprovechando las ventajas singulares de cada componente para ofrecer soluciones avanzadas en la separación de mezclas y la optimización de procesos industriales. Esta combinación estratégica, ejemplificada por la utilización de la pervaporación con líquidos iónicos en diversas aplicaciones como la separación de compuestos orgánicos, etanol y agua, así como la separación de aromas, presenta una alternativa prometedora para obtener productos de alta pureza y reducir los costos energéticos en comparación con métodos convencionales de separación (Infante, 2021). Este enfoque estratégico cobra aún más relevancia considerando el rápido crecimiento proyectado del mercado global de sabores y fragancias, donde la región de Asia-Pacífico lidera en términos de valor, seguida por Europa y América del Norte (Flavors and Fragrances, 2021).

### **4.3 Líquidos iónicos**

Los líquidos iónicos corresponden a sales formadas por un catión y un anión, cuyo punto de fusión se sitúa por debajo de los 100°C. A diferencia de los

disolventes tradicionales, destacan por su baja volatilidad, elevada estabilidad térmica y una sobresaliente capacidad de solvatación, lo que les otorga la versatilidad de disolver una amplia gama de compuestos orgánicos e inorgánicos (Gutowski, 2018). Estas características han impulsado su uso en campos tan diversos como la catálisis, la síntesis química, la extracción, el almacenamiento de energía y los procesos de separación mediante membranas.

En el caso específico de la pervaporación, los líquidos iónicos se emplean como modificadores de membranas o como fases activas en forma gelificada o soportada. Su incorporación permite mejorar de manera notable la selectividad y la permeabilidad, gracias a su elevada polaridad, su baja presión de vapor y la posibilidad de ajustar su estructura química. Estas propiedades generan mayor afinidad entre la membrana y los analitos de interés, lo que favorece un transporte más selectivo y eficiente (Sajjad et al., 2019).

Diversos estudios han reportado que la incorporación de líquidos iónicos (LI) en membranas híbridas o en configuraciones de perstracción asistida con vacío mejora de manera significativa la eficiencia de separación. Por ejemplo, el uso de [Bmim][Tf<sub>2</sub>N] ha demostrado un aumento en la recuperación de butanol desde soluciones acuosas diluidas (Merlet et al., 2017), además de ser efectivo en la separación de compuestos como hexanol, etanol, linalool y alcoholes aromáticos. Resultados similares han sido observados con membranas híbridas de pervaporación, donde se destaca su alta capacidad de retención y estabilidad operacional (Cabezas et al., 2019). De manera concordante, Cabezas et al. (2019) evaluaron membranas gelificadas con [Bmim][Tf<sub>2</sub>N] y [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] en mezclas ABE (acetona-butanol-etanol), alcanzando altos valores de selectividad butanol/agua, lo que confirma el potencial de los líquidos iónicos hidrofóbicos en la separación de compuestos orgánicos volátiles.

Con este propósito, en el presente trabajo se integró una capa de líquido iónico gelificado en las membranas desarrolladas, considerando dos compuestos específicos:

- a. [Bmim][Tf<sub>2</sub>N] (1-butil-3-metilimidazolio bis(trifluorometilsulfonil)imida): líquido iónico basado en imidazolio, reconocido por su alta solubilidad hacia compuestos orgánicos volátiles y su buena estabilidad térmica. Actúa reduciendo la barrera energética de permeación y, debido a su escasa solubilidad en agua, minimiza pérdidas durante el proceso de separación (Brennecke & Maginn, 2001).
- b. [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] (tributilmetilfosfonio bis(trifluorometilsulfonil)imida): líquido iónico de base fosfonio, caracterizado por su baja volatilidad y excelente estabilidad térmica. Aunque presenta mayor viscosidad que [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], ofrece una selectividad superior hacia compuestos polares, lo que lo convierte en un material idóneo para membranas organofílicas (Gutowski, 2018).

#### **4.4 Transferencia de masa en los sistemas de pervaporación**

El mecanismo de transporte predominante en pervaporación es el modelo de solución-difusión, aplicable a membranas densas o no porosas, y se diferencia del mecanismo de tamizado molecular típico de membranas porosas. Según el modelo, el transporte ocurre en tres etapas: (i) disolución o absorción del soluto en la superficie de la membrana, determinada por la afinidad química entre el material polimérico y el soluto; (ii) difusión del soluto a través de la matriz polimérica, impulsada por un gradiente de concentración o de potencial químico; y (iii) desorción o evaporación del soluto en el lado del permeado, facilitada por la operación bajo vacío o con un gas de arrastre (Cao et al., 2024; Wijmans & Baker, 1995).

El flujo de masa a través de una membrana densa se rige por la **Ley de Fick**, donde el flujo ( $J$ ) es proporcional al gradiente de concentración:

$$J = -D \left( \frac{dC}{dx} \right) \quad \text{Ecuación 1}$$

donde  $J$  representa el flujo de soluto ( $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$ ),  $D$  el coeficiente de difusión ( $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ) y  $dC/dx$  el gradiente de concentración a través de la membrana, siendo  $C$  la concentración del soluto ( $\text{mol m}^{-3}$ ) y  $x$  la coordenada espacial normal a la membrana (m).

La permeabilidad ( $P$ ) de una membrana, propiedad fundamental para evaluar su desempeño, se define como el producto entre el coeficiente de difusión ( $D$ ) y el coeficiente de sorción ( $S$ ):

$$P = D * S \quad \text{Ecuación 2}$$

donde  $S$  corresponde al coeficiente de solubilidad del soluto en la membrana ( $\text{mol m}^{-3} \text{Pa}^{-1}$ ).

De esta relación se desprende que tanto la movilidad del soluto dentro de la membrana como su afinidad química con el material determinan el rendimiento del proceso.

El comportamiento global del transporte depende de varios factores. Una mayor solubilidad del soluto en la matriz polimérica incrementa la permeabilidad, mientras que un mayor coeficiente de difusión favorece el flujo al facilitar la movilidad molecular (Cussler, 2009). Asimismo, el espesor de la membrana influye inversamente sobre el flujo: membranas más delgadas reducen la resistencia difusiva, mejorando el desempeño, como ocurre en las membranas de película delgada compuesta. La temperatura también tiene un papel relevante, ya que el aumento de la energía térmica promueve la difusión y la solubilidad del soluto (Singha et al., 2019; Vane, 2020).

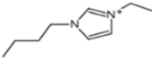
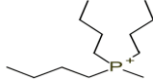
## V. METODOLOGÍA

### 5.1 Selección de polímeros y los líquidos iónicos a utilizar

Las membranas hidrofóbicas que se utilizaron en este trabajo fueron Poli(octil metil siloxano) (POMS) y Poliéteramida en bloque (PEBA), cuya elección se basa en su eficiencia demostrada en procesos de pervaporación para la separación de compuestos en matrices similares a las de arándano, según investigaciones recientes (Aguilera, 2023). En particular, las membranas de PEBA han mostrado un desempeño favorable en la separación de etanol, butanol y aromas, evidenciando alta selectividad y buena estabilidad térmica (Cai et al., 2023). De forma complementaria, se ha demostrado que las membranas de POMS resultan especialmente eficaces en la recuperación de productos de fermentación como el butanol, gracias a su carácter hidrofóbico que facilita el transporte de compuestos volátiles (Rom & Friedl, 2016).

La selección de los líquidos iónicos utilizados en la formulación de las membranas tricapa se basó en reportes de literatura que los describen como extractantes eficaces para los aromas de interés (Aguilera, 2023), así como en estudios previos desarrollados por el grupo de investigación. Estos líquidos iónicos fueron incorporados como fase activa intermedia debido a su afinidad con los compuestos objetivo y a su compatibilidad con las matrices poliméricas empleadas. Las principales propiedades fisicoquímicas de ambos líquidos iónicos se presentan en la Tabla 2.

Tabla 2. Propiedades de los líquidos iónicos utilizados (Gutowski, 2018).

Propiedad	[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]	[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]
Densidad (g cm <sup>-3</sup> )	1.43 (a 25°C)	1.21 (a 25°C)
Viscosidad (cP)	34.20 (a 25°C)	120.50 (a 25°C)
Polaridad	Alta	Moderada
Estabilidad térmica	Hasta 350°C	Hasta 300°C
Solubilidad en agua	Baja	Muy baja
Formula	 (CF <sub>3</sub> SO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> N <sup>-</sup>	 (CF <sub>3</sub> SO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> N <sup>-</sup>

Las membranas desarrolladas presentaron una capa activa de líquido iónico estabilizada mediante gelificación entre dos capas de membranas, siguiendo el procedimiento descrito por Plaza y colaboradores (Plaza et al., 2013). La configuración final, se ve en la **Figura 6**, corresponde a una estructura tricapa compuesta por una membrana externa, la capa activa de líquido iónico y un soporte de celulosa.

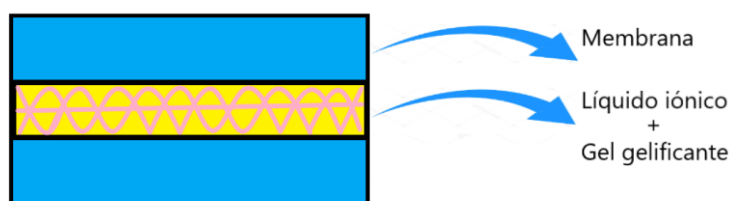


Figura 6. Esquema de la membrana compuesta y su estructura.

## 5.2 Preparación de membranas asimétricas estabilizadas por gelificación

La capa intermedia de la membrana se preparó utilizando los líquidos iónicos [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] y [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], los cuales fueron gelificados mediante la adición de ácido 12-hidroxiesteárico (12-HSA), con el fin de inmovilizar la fase líquida y evitar su lixiviación durante la operación (Cabezas et al., 2019). La gelificación permitió formar una red tridimensional estable que mejoró las propiedades físicas de la membrana, tales como la estabilidad mecánica de la capa intermedia, la uniformidad en la distribución del líquido iónico, el control del espesor y la reducción de fugas hacia la fase de alimentación o permeado. Además, este refuerzo estructural incrementó la durabilidad de las membranas durante los ensayos prolongados, favoreciendo un transporte más estable y selectivo de los aromas a través del sistema de pervaporación. Para la gelificación de los líquidos iónicos (LI), estos se secaron previamente en un baño térmico a 82°C y 0.1 MPa durante 1 hora (Labtech, modelo LVO-2030; bomba de vacío Edwards, modelo RV5). Posteriormente, se enfriaron a temperatura ambiente (25°C) y se masó 1 g de cada líquido iónico en viales, a los cuales se adicionó ácido 12-

hidroxiesteárico (12-HSA). Las mezclas se prepararon con concentraciones finales de 0.5, 1.0 y 1.5% en peso (balanza Denver, modelo AA-200), con la finalidad de identificar la formulación óptima del gelificante, equilibrando la estabilidad mecánica del organogel y la resistencia al transporte de masa. La mezcla LI-12-HSA se disolvió en un sistema controlado por una termocupla a 80°C durante 4 horas (shaker KS 4000). Una vez completada la disolución, el enfriamiento se efectuó de forma controlada en el mismo equipo, reduciendo la temperatura en intervalos de 10°C cada 30 minutos hasta alcanzar los 20°C y finalmente, la mezcla se incorporó homogéneamente al polímero (Plaza et al., 2013).

La Figura 7 muestra la metodología empleada para la gelificación de los líquidos iónicos. Es importante destacar que se prepararon tres concentraciones diferentes de 12-HSA con el fin de evaluar el contenido óptimo del agente gelificante para la fabricación de membranas. Una vez finalizada la gelificación, la membrana se ensambló en capas: primero una capa de polímero, luego el LI gelificado y finalmente una segunda capa de polímero.



Figura 7. Metodología para la gelificación de los líquidos iónicos.

### 5.3 Experimento de pervaporación

Las pruebas de pervaporación se realizaron utilizando un sistema experimental diseñado específicamente para esta aplicación. La configuración se muestra en la Figura 8. El depósito de la solución modelo se conectó a una bomba peristáltica, lo que permitió la recirculación a través de un módulo de membrana plana a tres caudales diferentes, 100, 500 y 1000 mL min<sup>-1</sup>. El área efectiva

disponible para la transferencia de masa fue de  $31.36 \text{ cm}^2$ . El flujo de permeado se condujo hacia una trampa fría rodeada con nitrógeno líquido para condensar los compuestos volátiles. Simultáneamente, una bomba de vacío conectada al lado del permeado mantuvo la presión constante de 500 mbar, generando un gradiente de presión a través de la membrana, condición esencial para la separación de compuestos mediante el material polimérico.

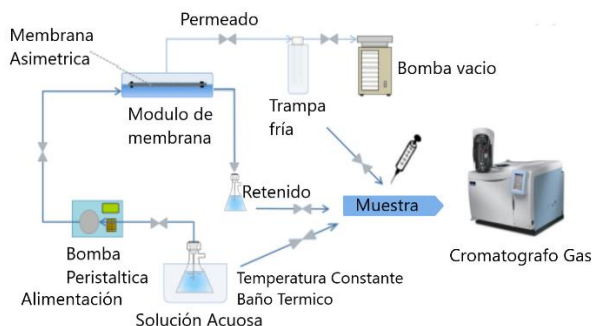


Figura 8. Diagrama estructural del sistema de pervaporación (elaboración propia).

Para evaluar la extracción de compuestos, se prepararon membranas asimétricas a partir de dos polímeros base, PEBA y POMS (adquiridas por Pervatech), junto con dos líquidos iónicos  $[P_{1444}][Tf_2N]$  y  $[Bmim][Tf_2N]$  (adquiridos por Merck®), obteniéndose cuatro combinaciones distintas. Estas configuraciones se probaron con tres caudales de alimentación ( $100, 500$  y  $1000 \text{ mL min}^{-1}$ ), utilizando además membranas de un sólo polímero sin líquido iónico como referencia. El espesor de las membranas varió entre  $0.17$  y  $0.54 \text{ mm}$ , dependiendo de la formulación.

La mezcla modelo, que contiene los compuestos de aroma y fragancias (AF), se preparó diluyendo cada componente a una concentración de  $1000 \text{ ppm}$ . La solución se mantuvo a  $30^\circ\text{C}$  mediante un baño térmico. La Tabla 3 resume los parámetros y variables empleadas durante los experimentos.

Tabla 3. Parámetros y variables experimentales utilizados en el sistema de pervaporación.

Membrana	Caudal (mL min <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión de Vacío (mbar)	Membrana espesor (mm)
POMS	1000			0.17
PEBA	1000			0.27
	100			
POMS/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	500			0.34
	1000			
	100			
POMS/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	500	30	500	0.34
	1000			
	100			
PEBA/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	500			0.54
	1000			
	100			
PEBA/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	500			0.54
	1000			

Previo a los ensayos, las soluciones iniciales de los compuestos en la mezcla modelo se determinaron mediante cromatografía de gases (Perkin Elmer, Clarus 500), utilizando curvas de calibración individuales y métodos analíticos válidos para cada compuesto (ver gráficos en el apéndice). Durante el proceso de pervaporación, se tomaron muestras en intervalos de una hora durante un total de seis horas, con el fin de evaluar el comportamiento dinámico del sistema en términos de la disminución de concentración en el tiempo.

De manera complementaria, se realizó una evaluación específica de la densidad de flujo transmembrana de agua en las diferentes membranas, con el objetivo de comparar su comportamiento bajo condiciones controladas. Para ello, se utilizó el mismo sistema experimental y se mantuvo el flujo constante de (1000 mL min<sup>-1</sup>), registrando la masa de agua permeada en intervalos de tiempo definidos; 6 horas para las membranas POMS y PEBA, 12 y 24 horas para las membranas tricapas con líquidos iónicos. El agua permeada se cuantificó a partir del condensado recolectado en la trampa fría del sistema, midiendo su masa mediante balanza analítica de alta precisión. Con estos valores se calcularon posteriormente las densidades de flujo transmembrana y los porcentajes de extracción para cada sistema de membrana evaluado.

La densidad de flujo transmembrana ( $N_i^t$ ) representa la cantidad de masa que atraviesa una membrana por unidad de área ( $A$ ) y tiempo ( $t$ ) ( $\text{kg h}^{-1} \text{m}^{-2}$ ), y se calcula mediante la siguiente expresión:

$$N_i^t = - \left( \frac{V_t C_{i,t} - V_{t+\Delta t} C_{i,t+\Delta t}}{A \Delta t} \right) \quad \text{Ecuación 3}$$

Donde  $V_t$  es el volumen total de alimentación en el sistema ( $\text{m}^3$ ),  $C_{i,t}$  es la concentración del compuesto  $i$  (hexanol, hexanal, alcohol bencílico, linalool, E-2-hexen-1-ol, Z-3-hexen-1-ol y etanol) ( $\text{kg m}^{-3}$ ) en el tiempo  $t$  (h) y  $A$  es el área efectiva de la membrana ( $\text{m}^2$ ), disponible para el proceso de transferencia de masa. Este concepto es fundamental, ya que cuantifica la eficiencia del transporte de agua y compuestos a través de la membrana (Bird & Steward, 2015). En este trabajo, el objetivo no es maximizar el paso de agua, sino favorecer un transporte selectivo en el que la membrana permita extraer preferentemente los aromas frente a la fase acuosa.

Adicionalmente, el porcentaje de extracción de cada compuesto se calculó mediante la siguiente ecuación.

$$\text{Porcentaje de Extracción \%} = \left( \frac{V_t C_{i,t} - V_{t+\Delta t} C_{i,t+\Delta t}}{V_t C_{i,t}} \right) * 100 \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde  $C_i$  y  $C_{i,t+\Delta t}$  son las concentraciones del compuesto ( $\text{ppm} \approx \text{kg m}^{-3}$ ), para un instante de tiempo y en un paso de tiempo posterior,  $V_t$  y  $V_{t+\Delta t}$  son los volúmenes de la solución de alimentación para un tiempo  $t$  y en el paso de tiempo posterior.

#### **5.4 Evaluación de las variables operativas y la resistencia a la transferencia de masa**

Para determinar los factores que influyen en el desempeño de separación de las membranas, se analizaron las principales variables de operación: el tipo de membrana y el caudal de alimentación impuesto por la bomba peristáltica. Las combinaciones experimentales evaluadas se presentan en la Tabla 3. Con base

en estos datos, se realizó un análisis comparativo que consideró la selectividad de los aromas con respecto al agua.

Se prestó especial atención al comportamiento de las membranas bajo condiciones de caudal máximo, ya que en este escenario la elevada velocidad de la solución acuosa reduce el espesor de la capa límite en la interfaz líquido-membrana. Este efecto disminuye la resistencia a la transferencia de masa externa y favorece el suministro continuo de los aromas hacia la superficie activa. De este modo, el incremento del caudal permite alcanzar teóricamente la mayor densidad de flujo, ya que el transporte queda controlado principalmente por los procesos de disolución y difusión a través de la membrana, y no por limitaciones hidrodinámicas en la fase líquida.

Para cada sistema, la selectividad frente al agua se calculó como un medio para evaluar la eficiencia de la membrana en la separación de los compuestos de interés desde la fase acuosa (Schaetzel & Bungay, 2013).

$$\alpha_{i/w} = \left\{ \frac{C_{i-p}/C_{w-p}}{C_{i-f}/C_{w-f}} \right\}$$

*Ecuación 5*

Donde  $C_{i-p}$  y  $C_{i-f}$  son las concentraciones del compuesto  $i$  en toda la masa del permeado recolectado y en la solución de alimentación después del proceso de pervaporación, respectivamente, las concentraciones de agua en toda la masa del permeado recogido y en la solución de alimentación se describen en  $C_{w-p}$  y  $C_{w-f}$ .

También es posible determinar el factor de enriquecimiento de cada compuesto como el coeficiente entre sus concentraciones en el permeado total recolectado y su concentración en la solución de alimentación posteriormente al proceso de pervaporación. Por consiguiente, esta respuesta experimental se calcula a partir de la siguiente ecuación (Cabezas et al., 2019)

$$\beta = \left\{ \frac{C_{i-p}}{C_{i-f}} \right\}$$

*Ecuación 6*

La capa activa polimérica constituye la segunda región del sistema y actúa como barrera selectiva. En esta región, el transporte ocurre con el modelo de solución-difusión, en el cual las moléculas primero se disuelven en el polímero y posteriormente difunden a través de él.

En un sistema de pervaporación con membranas compuestas de geometría plana, el proceso de transferencia de masa se desarrolla a través de etapas secuenciales, cada una de las cuales impone una resistencia específica al paso del soluto. En el caso de las membranas tricapas utilizadas en este estudio, dichas etapas abarcan diferentes zonas funcionales del sistema, cuyo entendimiento es esencial para modelar correctamente el fenómeno de separación y optimizar la eficiencia global del proceso (Rostovtseva et al., 2022), las cuales se comprenden:

- a. La capa límite líquida en el lado de alimentación, donde se establece el gradiente de concentración del soluto.
- b. La partición del soluto en la superficie del polímero, determinada por el equilibrio de fase.
- c. El transporte del permeado a través de la capa polimérica.
- d. La partición del soluto hacia la fase del líquido iónico.
- e. El transporte difusivo dentro de la capa de líquido iónico.
- f. La partición hacia la capa final del polímero.
- g. El transporte del soluto a través de esta última capa (Figura 9).

Cada una de estas etapas contribuye a la resistencia global al transporte, por lo que el flujo de permeado puede analizarse de manera individual para cada fase, considerando las composiciones de equilibrio presentes en las interfases de contacto.

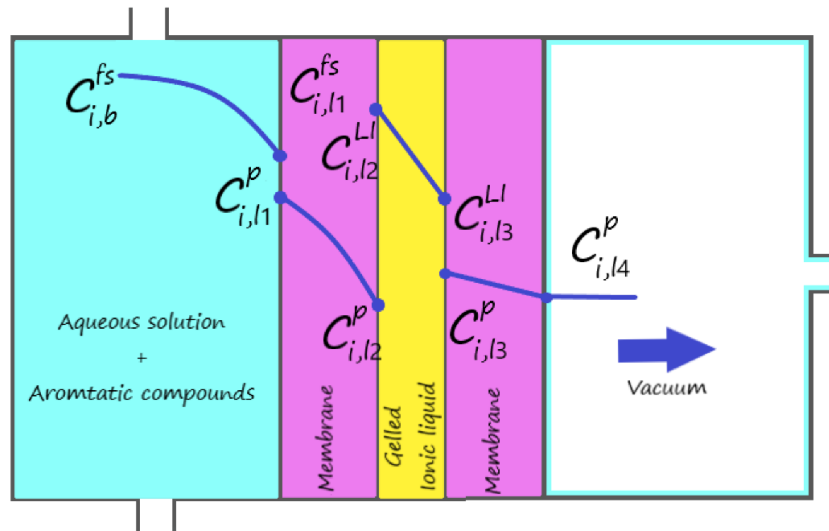


Figura 9. Perfil de concentración en cada fase durante el proceso de pervaporación.

El modelo utilizado para describir la velocidad de transferencia de masa de un componente específico se fundamenta en el enfoque de resistencia en serie. Este modelo considera la estructura de la membrana, conformada por una fase central del líquido iónico gelificado recubierta por dos capas del polímero, donde el transporte de los compuestos se analiza como una sucesión de etapas que ocurren de manera secuencial a través de cada zona adyacente a la membrana.

En la primera etapa, el componente  $i$  se transfiere desde el seno de fase acuosa, atravesando la capa límite hasta alcanzar la interfase de contacto con la primera capa polimérica. Este proceso puede describirse mediante la siguiente ecuación, que representa el flujo difusivo controlado por el gradiente de concentraciones en la fase líquida.

$$N_i^{fs} = k_{fs} * (C_{i,b}^{fs} - C_{i,l1}^{fs}) \quad \text{Ecuación 7}$$

donde  $N_i^{fs}$  representa la densidad de flujo de transferencia del componente  $i$  ( $\text{kg h}^{-1} \text{m}^{-2}$ ),  $k_{fs}$  corresponde al coeficiente individual de transferencia de masa en la capa límite del lado de alimentación acuosa ( $\text{m h}^{-1}$ ), y  $C_{i,b}^{fs}$  y  $C_{i,l1}^{fs}$  son las

concentraciones del compuesto  $i$  en el seno de la fase líquida y en la interfase con la superficie de la membrana, respectivamente, ambas expresadas en  $\text{kg m}^{-3}$ .

El coeficiente individual  $k_{fs}$  se calcula a partir del número de **Sherwood** (**Sh**) mediante la siguiente expresión:

$$k_{fs} = \frac{(Sh * D_{sol-H_2O})}{D_{eq}} \quad \text{Ecuación 8}$$

donde  $D_{sol-H_2O}$  representa el coeficiente de difusión del soluto en el agua ( $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ), y  $D_{eq}$  es el diámetro equivalente del canal de flujo del módulo de pervaporación donde se encuentra la membrana.

Es importante destacar que la *Ecuación 8* establece la relación fundamental entre el coeficiente de transferencia de masa y la geometría del sistema, mientras que la *Ecuación 9* proporciona una correlación empírica que permite estimar el número de **Sherwood** en función de las condiciones de flujo y las propiedades del fluido, permitiendo así calcular  $k_{fs}$ , de manera práctica:

$$Sh = a * Re^b * Sc^c \rightarrow k_{liq} = \frac{Sh * D}{L} \quad \text{Ecuación 9}$$

donde  $D$  es el coeficiente de difusión del soluto ( $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ) y  $L$  una longitud característica del módulo (m). En configuraciones de canal plano a flujo laminar, los coeficientes  $a$ ,  $b$ , y  $c$  dependen de la geometría y régimen del flujo. En estos casos, se emplean correlaciones del tipo *Leveque*, en las cuales se introduce el diámetro hidráulico del canal  $d_h$  como longitud característica transversal, definido como  $d_h = 4A/P$ , y que para canales planos puede aproximarse como  $d_h \approx 2h$ .

Una forma típica de esta correlación es:

$$Sh = 1.86 * \left( \frac{Re * Sh * d_h}{L} \right)^{1/3} \quad \text{Ecuación 10}$$

Estas expresiones permiten estimar la resistencia externa impuestas por la capa límite líquida adyacente a la membrana, aspecto comúnmente considerado en estudios de pervaporación (Thiess et al., 2018).

De forma más específica, el número de *Sherwood* también puede calcularse mediante la correlación empírica propuesta por Cabezas et al. (2015), la cual incorpora los efectos combinados de la geometría del canal, el régimen de flujo y las propiedades difusivas del sistema:

$$Sh = 4.86 + \frac{0.32(4Xm)^{-1.2}}{1+0.24(4Xm)^{-0.7}Sc^{0.17}} ; Xm = \frac{L}{Deq Re Sc} \quad \text{Ecuación 11}$$

En esta correlación, el valor **4.86** corresponde al número de *Sherwood* bajo condiciones de flujo laminar completamente desarrollado, indicando el punto en el que el transporte convectivo alcanza su régimen estable dentro del canal (Cabezas, 2016).

El transporte de masa a través de la membrana compuesta se describe considerando equilibrios locales de fase y difusión estacionaria en cada una de las capas. En el primer equilibrio de fase, se establecen diferentes concentraciones del componente *i* en ambos lados de la interfase, según la siguiente relación:

$$S1 = \frac{C_{i,l1}^p}{C_{i,l1}^{fs}} \quad \text{Ecuación 12}$$

La velocidad de transferencia de masa del componente *i* a través de la primera capa del polímero se expresa mediante:

$$N_i^{p-fs} = \frac{D_{i-p}(C_{i,l1}^p - C_{i,l2}^p)}{lp_{mem1}} \quad \text{Ecuación 13}$$

donde  $D_{i-p}$  es el coeficiente de difusión del componente *i* en el polímero ( $m^2 h^{-1}$ ),  $lp_{mem1}$  el espesor de la capa del polímero (m)  $C_{i,l1}^p$  la concentración del compuesto *i* en la interfase con la solución de alimentación, y  $C_{i,l2}^p$  la concentración en la interfase con la capa de líquido iónico.

La segunda etapa de transporte ocurre en la capa activa del líquido iónico gelificado, y se rige igualmente por el modelo de solución-difusión molecular, definido por el coeficiente de distribución  $S2$  y la densidad de flujo correspondiente  $N_i^{LI}$ :

$$S2 = \frac{C_{i,l2}^{LI}}{C_{i,l2}^p} \quad \text{Ecuación 14}$$

$$N_i^{LI} = \frac{D_{i-LI}(C_{i,l2}^{LI} - C_{i,l3}^{LI})}{L_{LI}} \quad \text{Ecuación 15}$$

donde  $D_{i-LI}$  es el coeficiente de difusión del componente  $i$  en el gel de líquido iónico ( $m^2 h^{-1}$ ), y  $L_{LI}$  representa el espesor de dicha capa.  $C_{i,l2}^{LI}$  y  $C_{i,l3}^{LI}$  son las concentraciones del compuesto  $i$  en los lados de alimentación y de permeado, respectivamente, dentro del líquido iónico gelificado.

Posteriormente, el transporte continúa en la segunda capa de la membrana, la cual actúa como soporte del lado del permeado. El equilibrio de fase entre la capa de líquido iónico y el polímero se establece de forma análoga al caso anterior:

$$S3 = \frac{C_{i,l3}^p}{C_{i,l3}^{LI}} \quad \text{Ecuación 16}$$

y el flujo difusivo a través de esta segunda capa se define como:

$$N_i^{p-v} = \frac{D_{i-p}(C_{i,l3}^p - C_{i,l4}^p)}{l_{p_{mem2}}} \quad \text{Ecuación 17}$$

donde  $C_{i,l3}^p$  y  $C_{i,l4}^p$  corresponde a las concentraciones del componente  $i$  en la interfaz con el líquido iónico y con la fase de vacío, respectivamente.

En la fase de permeado, corresponde a la zona de vacío, las presiones son extremadamente bajas, por lo que la resistencia a la transferencia de masa se considera despreciable. En consecuencia, la concentración del soluto en esta fase se asume aproximadamente nula ( $C^{vacío} \approx 0$ ). Bajo estas condiciones, el flujo transmembrana a través del sistema tricapa puede describirse inicialmente mediante la expresión general:

$$N_i^g = K_{LTC} * \left( C_1^{aq} - \frac{C^{vacio}}{S_1^{aq-p} * S_2^{p-LI} * S_3^{LI-p} * S_4^{p-vacio}} \right) \quad \text{Ecuación 18}$$

$$\%R_{vacio} \rightarrow 0, \quad k_2 \rightarrow \infty, \quad C^{vacio} \rightarrow 0, \quad C_{mem2}^{vacio} \rightarrow 0$$

Bajo estas condiciones, la ecuación de flujo total a través del sistema tricapa se simplifica a:

$$N_i^g = K_{LTC} * C_i^{aq} \quad \text{Ecuación 19}$$

Siendo  $N_i^g$  la densidad de flujo transmembrana ( $\text{kg h}^{-1} \text{m}^{-2}$ ) y  $K_{LTC}$  el coeficiente global de transferencia de masa del sistema tricapa ( $\text{m h}^{-1}$ ).

A partir de la *Ecuación 19*, es posible determinar el coeficiente global de transferencia de masa del sistema tricapa  $K_{LTC}$  considerando que la densidad de flujo transmembrana se relaciona directamente con la concentración del compuesto en la dase de alimentación:

$$K_{LTC} = \frac{N_i^g}{C_i^{aq}} \quad \text{Ecuación 20}$$

En el modelo general, el flujo a través de todas las capas se considera iguales en estado estacionario:

$$N_i^{(fs)} = N_i^{(p-fs)} = N_i^{(LI)} = N_i^{(p-v)}$$

y la resistencia global al transporte se expresa como la suma aditiva de las resistencias de cada fase:

$$R_{global} = R_{aq} + R_{mem1} + R_{LI} + R_{mem2} + R_{vacio} \quad \text{Ecuación 21}$$

Los subíndices *aq*, *mem1*, *LI*, *mem2*, *vacío* hacen referencia a la fase acuosa, la primera capa de la membrana polimérica, la fase del líquido iónico gelificado, la segunda capa de la membrana polimérica y la fase de permeado, respectivamente.

Finalmente, al aplicar un balance de masa en la fase acuosa, la concentración del componente *i* en el tiempo discretizado  $t + \Delta t$  se obtiene, mediante:

$$C_i^{aq(t+\Delta t)} = \frac{V_s * C_1^{aq(t)} - N_a * A_t * \Delta t}{V_s}$$

*Ecuación 22*

donde  $V_s$  es el volumen de la solución de alimentación ( $m^3$ ),  $A_t$  el área activa de la membrana ( $m^2$ ) y  $N_a$  la densidad de flujo global ( $kg\ h^{-1}\ m^{-2}$ ).

Esta formulación permite evaluar de forma iterativa la evolución temporal de las concentraciones, garantizando la conservación de masa y la continuidad del flujo en todas las capas del sistema tricapa.

## VI. RESULTADOS Y DISCUSIONES

### 6.1 Preparación de membranas asimétricas estabilizadas por gelificación

Para preparar las membranas, se gelificaron los líquidos iónicos  $[P_{1444}][Tf_2N]$  y  $[Bmim][Tf_2N]$  utilizando ácido 12-hidroxiesteárico (12-HSA) en tres concentraciones (0,5 %, 1,0 % y 1,5 % p/p). Las Figuras 10a y 10c muestran los geles resultantes, todos los cuales mostraron estabilidad estructural, manteniendo su forma sin fluir ni colapsar después de 10 minutos de inversión.

La Figura 10 muestra una clara diferencia de color entre los geles:  $[P_{1444}][Tf_2N]$  formó un gel blanco/transparente, mientras que  $[Bmim][Tf_2N]$  adquirió un tono amarillento. Esta diferencia se atribuye a interacciones moleculares específicas entre el 12-HSA y los cationes de cada líquido iónico, que alteran las propiedades ópticas del sistema (Kamaz, 2019; Sun et al., 2019).

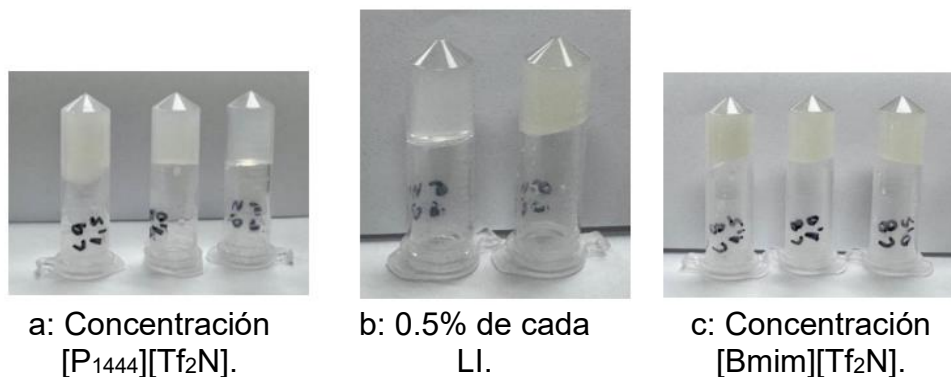


Figura 10. Líquidos iónicos gelificados en todas las concentraciones probadas.

La concentración óptima de gelificación fue del 0.5 %, ya que permitió la formación de una red tridimensional estable sin comprometer la fluidez del sistema. A esta concentración, el gel presentó una estructura homogénea, capaz de mantener su forma y resistir las etapas de manipulación y ensamblaje de la membrana. Bajo estas condiciones, se prepararon las membranas tricapas. Para el sistema con  $[P_{1444}][Tf_2N]$ , se utilizaron 0.48 g de gel, mientras que para  $[Bmim][Tf_2N]$  se utilizaron 0.52 g, ajustando el volumen interno a un espesor

aproximado de 100  $\mu\text{m}$ , en función de las densidades respectivas. Las membranas se prepararon con la capa porosa orientada hacia el interior, en contacto con el líquido iónico, con el fin de mejorar la permeabilidad, estabilizar la fase gelificada y facilitar el transporte de los aromas hacia la capa activa.

## 6.2 Determinación de las capacidades de extracción

En primer lugar, se presentan las figuras que describen la evolución temporal de los porcentajes de extracción con las membranas monocapa de PEBA y POMS, para luego establecer la comparación con el desempeño de las membranas tricapas con líquidos iónicos gelificados.

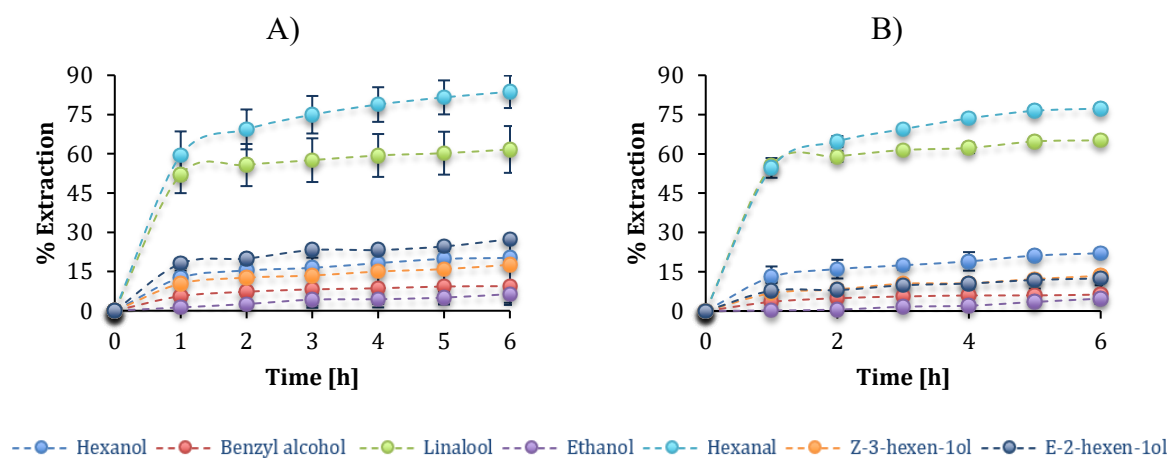


Figura 11. Porcentaje de extracción de compuestos utilizando membranas: (A) POMS y (B) PEBA, a un caudal de  $1000 \text{ mL min}^{-1}$ .

La Figura 11 muestra el porcentaje de extracción en función del tiempo para membranas PEBA y POMS de una sola capa, utilizadas como referencia para comparar el rendimiento de las membranas multicapa que incorporan líquidos iónicos gelificados.

Como se muestra en la Figura 11, ambas membranas mostraron una mayor extracción de hexanal y linalool, lo que se atribuye a su alta solubilidad, baja polaridad y facilidad de difusión a través de membranas hidrofóbicas como POMS (A), que presentan una menor afinidad por los enlaces de hidrógeno

(Sampranpiboon et al., 2000; X. Zhao et al., 2023). En las membranas basadas en POMS, el hexanal presentó una extracción aproximadamente un 20% superior a la del linalool, mientras que en PEBA esta diferencia se redujo a cerca de un 10%. Este comportamiento puede relacionarse con las diferencias en las propiedades de superficie de los materiales poliméricos, en particular su hidrofobicidad efectiva. Estudios recientes han demostrado que la hidrofobicidad superficial de materiales poliméricos tiene un impacto cuantificable en el transporte de especies volátiles o líquidas a través de membranas, reflejándose en variaciones significativas en el flujo de vapor y permeación en procesos de membrana (Rabiei & Paterson, 2025). En este sentido, una mayor hidrofobicidad tiende a favorecer la separación de compuestos menos polares frente a aquellos de mayor polaridad, lo que es consistente con las mayores diferencias relativas de extracción observadas en POMS respecto a PEBA. La variación en afinidad química entre los aromas objetivo y la superficie del polímero también contribuye a estas diferencias en comportamiento separativo.

El hexanol mostró mayores extracciones en PEBA que en POMS, lo que refleja la influencia de la polaridad de la membrana y la afinidad molecular. Esto puede atribuirse al carácter más polar del PEBA, que contiene segmentos de poliamida que interactúan favorablemente con moléculas moderadamente polares como el hexanol. Por el contrario, el POMS es altamente hidrófobo, lo que limita su interacción con compuestos más polares. Esta diferencia probablemente explique la cinética de extracción más rápida o la recuperación ligeramente superior observada con el PEBA (22 %) en comparación con el POMS (12 %).

En cuanto al hexanol, su mayor polaridad y flexibilidad estructural facilitan su extracción en PEBA, en contraste con los isómeros del hexenol, cuya rigidez y menor afinidad limitan su solubilidad. En POMS, el E-2-hexen-1-ol se extrajo en mayores cantidades que el hexanol, probablemente debido a su menor polaridad y mejor compatibilidad con la matriz hidrofóbica (Nunes & Peinemann, 2006). Por

último, en PEBA, tanto el E-2-hexen-1-ol como el Z-3-hexen-1-ol mostraron niveles de extracción similares, ambos inferiores a los del hexanol, debido a su menor flexibilidad y polaridad comparable (González et al., 2024).

Las membranas POMS presentan una alta hidrofobicidad, lo que favorece la permeación de compuestos no polares como hidrocarburos, aldehídos y alcoholes de cadena larga. Su estructura basada en siloxano permite el transporte selectivo de especies volátiles con baja solubilidad en agua (Tranchant & Selvamuthukumar, 2020). Por el contrario, el PEBA (poliéter-bloque-amida) es un copolímero compuesto por bloques alternos de poliamida polar (PA) y bloques de poliéter no polar (PE). Esta estructura híbrida de separación de micro-fases permite a las membranas de PEBA mediar en la difusión de compuestos a través de vías polares y no polares, lo que facilita las interacciones selectivas con analitos de polaridad variable. Como resultado, el PEBA es particularmente eficaz para separar moléculas con grupos funcionales mixtos, ya que el equilibrio entre sus segmentos duros (PA) y blandos (PE) determina propiedades clave como la rigidez, la solubilidad, la polaridad y la morfología de la fase (Jiang et al., 2023; M. Kim et al., 2022; S. Y. Kim et al., 2020).

Los resultados de las membranas tricapa con LI gelificado se presentan en la Figura 12. En esta se observa, para configuración POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, que se trabajó a caudales de alimentación de 100, 500 y 1000 ml min<sup>-1</sup> (Figuras 12A, B y C, respectivamente), que el incremento del caudal de alimentación genera una mayor eficiencia de extracción, atribuida a la mejora de las condiciones hidrodinámicas del sistema. Posteriormente se incluyen los resultados de las configuraciones POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA y, por último, PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA.

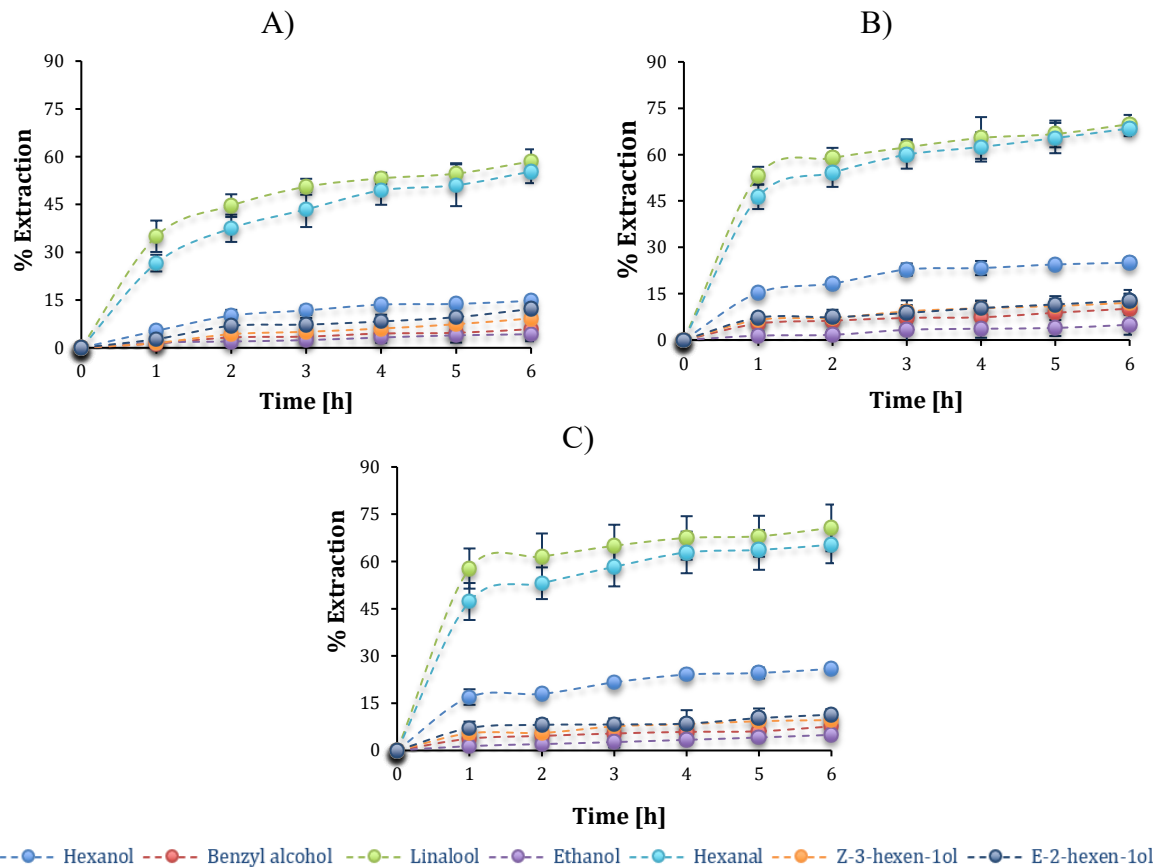


Figura 12. Porcentaje de extracción utilizando la membrana POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min<sup>-1</sup>).

Como se observa en la Figura 12, el aumento del caudal de alimentación desde 100 hasta 1000 ml min<sup>-1</sup> produjo un incremento significativo en la velocidad de extracción alcanzando para los principales aromas. Este comportamiento se asocia al aumento del número de Reynolds ( $Re$ ) en el canal de alimentación, el cual se incrementa proporcionalmente con el caudal. En el rango de operación evaluado, el incremento del caudal implica un aumento del número de Reynolds de aproximadamente un orden de magnitud entre las condiciones extremas (100 y 1000 ml min<sup>-1</sup>), manteniéndose el flujo dentro del régimen laminar. No obstante, este aumento de  $Re$  intensifica los efectos convectivos, favoreciendo la renovación del fluido en la capa límite líquida adyacente de la membrana, lo que reduce su espesor efectivo y disminuye la resistencia externa a la transferencia

de masa. En consecuencia, se observa una mayor pendiente inicial de las curvas de extracción y un incremento del flujo transmembrana, particularmente evidente durante las primeras horas de operación. En este contexto, el coeficiente individual de transferencia de masa ( $k_{fs}$ ) se incrementa. El linalool y el hexanal mostraron los porcentajes de extracción más altos, alcanzando valores cercanos al 70 % a caudales más altos. El linalool mostró una extracción ligeramente superior, atribuida a su grupo hidroxilo, que permite la formación de enlaces de hidrógeno con el líquido iónico, mejorando la solubilidad y la retención (Lone, 2015). Por el contrario, aunque el hexanal es más volátil, su grupo aldehído interactúa menos con la fase iónica, lo que limita ligeramente su extracción (Knozowska et al., 2020). La configuración multicapa mejora la selectividad, favoreciendo los compuestos con mayor capacidad de interacción con el líquido iónico, como el linalool.

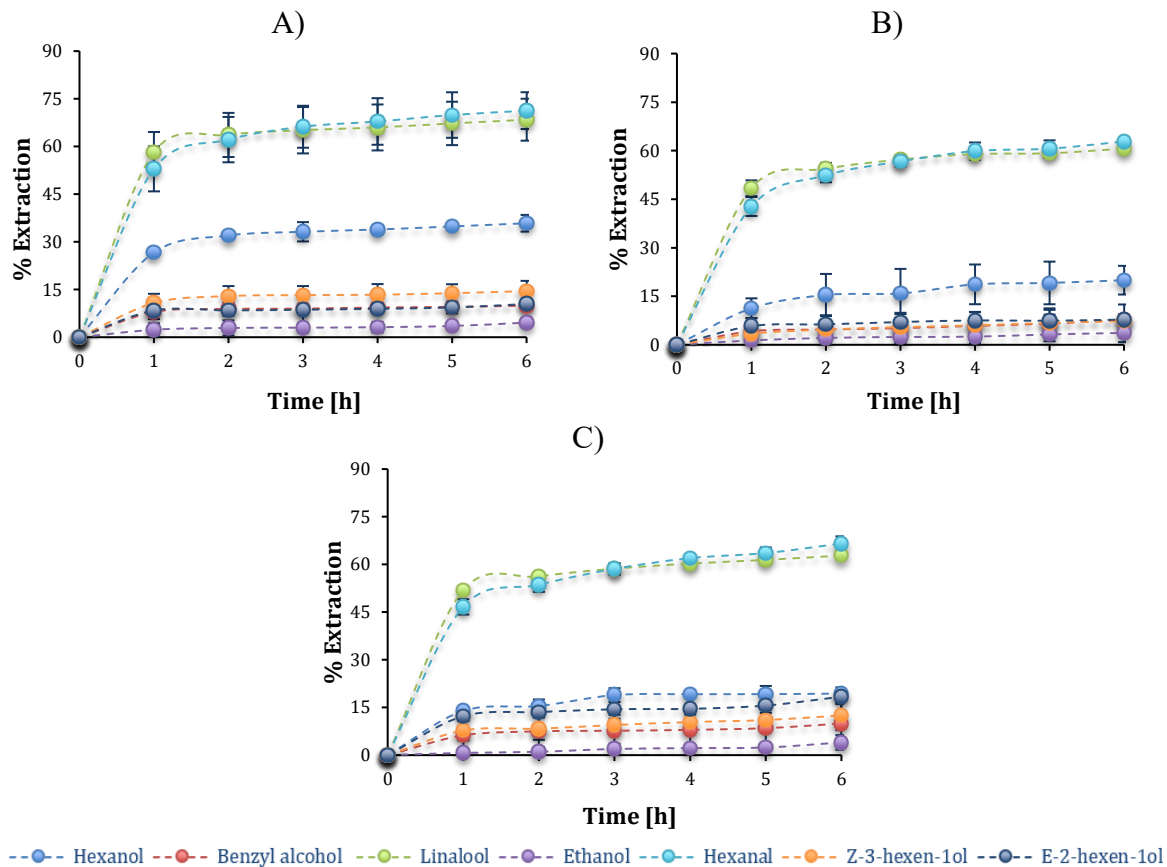


Figura 13. Porcentaje de extracción utilizando la membrana POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min<sup>-1</sup>).

En la membrana POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, la Figura 13 muestra el comportamiento de la extracción a caudales de alimentación de 100, 500 y 1000 ml min<sup>-1</sup> (Figuras 13A, B y C, respectivamente). Se produce un cruce entre las curvas de extracción de linalool y hexanal tras 3 horas de funcionamiento. Inicialmente, el linalool se extrae más rápidamente debido a su mayor solubilidad en la membrana. Sin embargo, a medida que el sistema se aproxima al equilibrio, el hexanal lo supera debido a su mayor volatilidad y su menor interacción con el líquido iónico, lo que facilita su transporte. Además, el aumento del caudal reduce la capa límite en la fase líquida, lo que mejora la transferencia de masa en la interfaz y favorece la extracción de hexanal.

Otro fenómeno observado es la disminución de la extracción de hexanol a caudales más altos, atribuida a su alta solubilidad en el líquido iónico, lo que puede dar lugar a su retención dentro de la membrana, limitando así su transporte. Por el contrario, los isómeros E-2-hexen-1-ol y Z-3-hexen-1-ol muestran comportamientos de extracción distintos cuando se utilizan membranas multicapa gelificadas. A caudales bajos, el Z-3-hexen-1-ol mostró una mayor extracción, probablemente debido a su mayor interacción con la fase líquida iónica, lo que favorece su retención en la matriz polimérica. Sin embargo, a medida que aumentaba el caudal de alimentación, el E-2-hexen-1-ol pasó a ser dominante. Su menor afinidad por el líquido iónico redujo la retención basada en la interacción, lo que permitió una difusión más rápida a través de la membrana cuando la transferencia de masa en la fase líquida se convirtió en el paso limitante (ScholarWorks et al., 2019).

A caudales elevados, el nivel de extracción del E-2-hexen-1-ol se acercó al del hexanol, lo que confirma que la resistencia a la transferencia de masa externa se convierte en el factor determinante en tales condiciones (Carlos Díaz Alvarez et al., 2012).

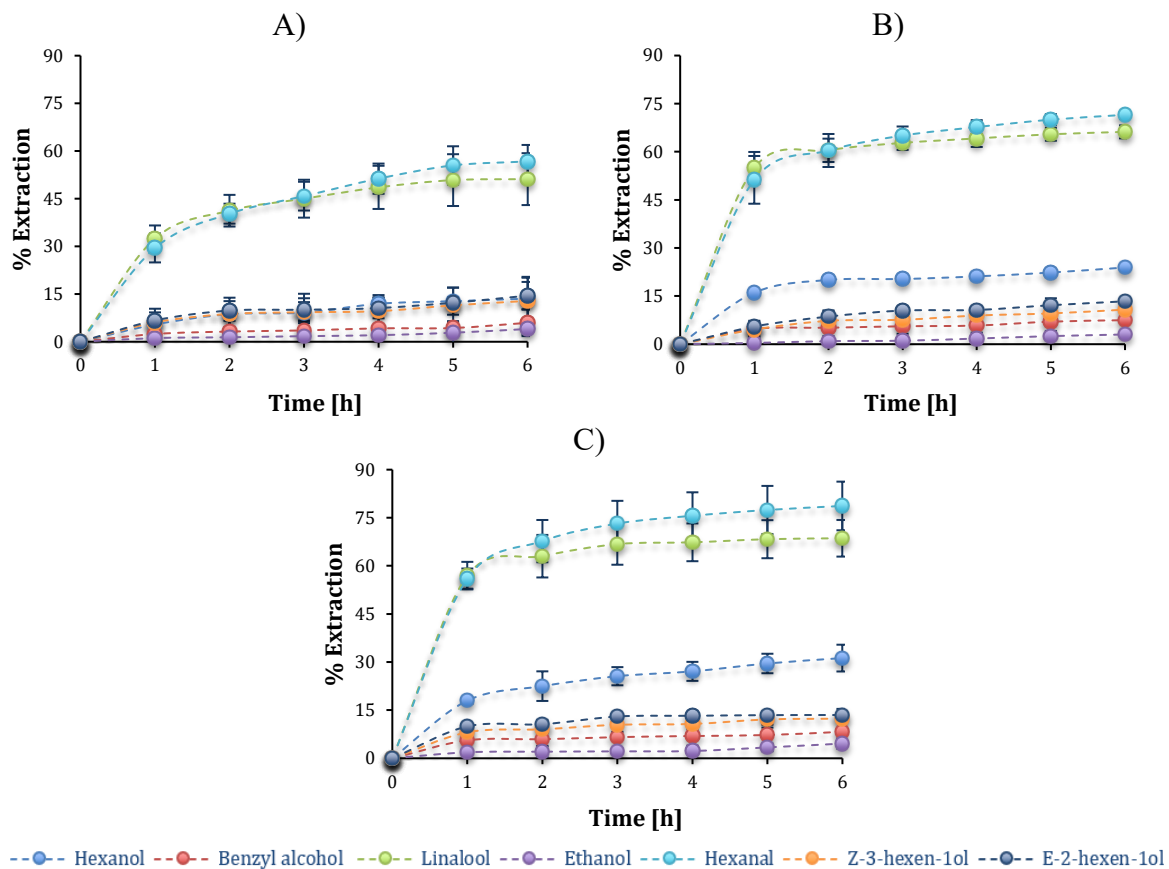


Figura 14. Porcentaje de extracción utilizando la membrana PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min<sup>-1</sup>).

En la Figura 14, que muestra el rendimiento de extracción de la membrana PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a caudales de alimentación de 100, 500 y 1000 ml min<sup>-1</sup> (Figuras 14A, B y C, respectivamente), se observó una fuerte competencia entre el hexanol, el E-2-hexen-1-ol y el 3-hexen-1-ol a caudales bajos. Estos compuestos mostraron tasas de extracción muy similares debido a sus propiedades fisicoquímicas comparables y al predominio de los mecanismos de difusión.

A medida que aumentaba el caudal, la extracción de hexanol se hizo predominante, lo que se atribuyó a su mayor solubilidad en la membrana y al efecto de la convección (Schaefer et al., 2004). El líquido iónico [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] aumenta la hidrofobicidad de la membrana, lo que favorece la extracción de

compuestos como el hexanol (Han & Row, 2010), mientras que el Z-3-hexen-1-ol, con menor afinidad, mostró una extracción reducida (Sivapragasam et al., 2020; Tokuda et al., 2005).

También en la Figura 14, que compara la extracción en diferentes condiciones de flujo de alimentación, se observó competencia entre el linalool y el hexanal. En condiciones de flujo más bajo (A y B), ambos compuestos mostraron niveles de extracción similares, probablemente debido a su afinidad comparable por el líquido iónico. Sin embargo, en condiciones de flujo más alto (C), el hexanal se extrajo de manera más eficiente, lo que dio lugar a diferencias cada vez más pronunciadas. Este comportamiento se atribuye al menor tamaño molecular y a la mayor volatilidad del hexanal, lo que favorece un transporte más rápido cuando se reduce la resistencia a la transferencia de masa externa. En estas condiciones, el hexanal alcanzó su máxima extracción, cercana al 80 %, como se observa en (C), lo que pone de relieve el efecto de la mejora de la hidrodinámica en la fase líquida.

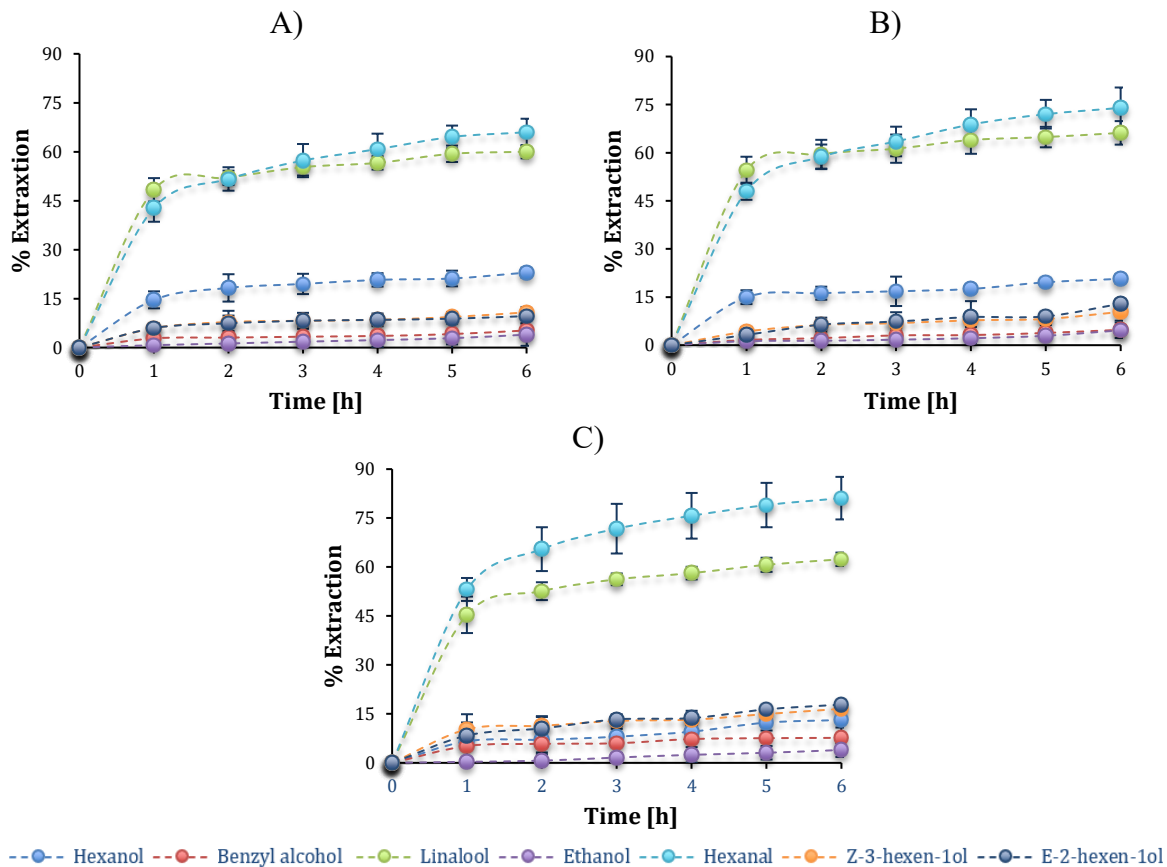


Figura 15. Porcentaje de extracción utilizando la membrana PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 (ml min<sup>-1</sup>).

En la membrana PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA, evaluada a caudales de alimentación de 100, 500 y 1000 ml min<sup>-1</sup> (Figuras 15A, B y C, respectivamente), los perfiles de extracción de linalool y hexanal evidenciaron un transporte competitivo entre ambos compuestos. A caudales bajos, ambos presentaron un comportamiento de extracción similar, alcanzando aproximadamente 52 % de recuperación a las 2 horas, con un punto de cruce en ese momento. Este comportamiento sugiere una afinidad comparable por el líquido iónico y un transporte controlado principalmente por el proceso de sorción (Heitmann et al., 2012). Por el contrario, en condiciones de flujo más alto (C), el hexanal mostró un aumento notablemente más pronunciado, alcanzando el 65 % a las 2 horas, superando al linalool en casi un 13 % y culminando en una extracción del 81 % a

las 6 horas, en comparación con el 62 % del linalool. Este comportamiento pone de relieve la reducción de la resistencia a la transferencia de masa externa a un flujo más alto, lo que favorece la difusión más rápida del hexanal debido a su menor peso molecular y mayor volatilidad (Heitmman et al., 2013).

En cuanto al hexanol, su extracción disminuye al aumentar el caudal, en contraste con el E-2-hexen-1-ol y el Z-3-hexen-1-ol, que lo superan a caudales más altos, alcanzando casi un 20 % de extracción. Este comportamiento se atribuye a la mayor hidrofobicidad y longitud de cadena del hexanol, lo que conduce a una mayor retención dentro de la fase PEBA, especialmente a caudales más altos. Por el contrario, los alcoholes insaturados, al ser más polares y menos retenidos por [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], se extraen más fácilmente en condiciones de caudal elevado.

Al comparar las cuatro configuraciones de membrana, el hexanol y el linalool se revelaron sistemáticamente como los compuestos extraídos con mayor eficiencia, probablemente debido a su volatilidad y afinidad favorable por los líquidos iónicos. En particular, el hexanol mostró una mayor interacción con [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] a caudales elevados, mientras que su extracción disminuyó en los sistemas que contenían [Bmim][Tf<sub>2</sub>N]. Esta diferencia se atribuye a la distinta afinidad soluto-LI. El [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N], con mayor hidrofobicidad global, favorece la solubilización y el transporte de compuestos polares como el hexanol. En contraste, el [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], de mayor polaridad relativa, presenta interacciones más fuertes con el soluto, lo que limita su movilidad a través de la fase líquida iónica (Cascon & Choudhari, 2017).

El E-2-hexen-1-ol mostró una mayor afinidad por [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], con un aumento de la extracción a medida que aumentaba el caudal. Este comportamiento se debe a las interacciones dipolo-dipolo y a los posibles enlaces de hidrógeno con el líquido iónico, en contraste con [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N], donde el perfil de extracción fue más uniforme (Wang et al., 2016).

Por último, el etanol y el alcohol bencílico fueron los compuestos menos presentes. El etanol nunca superó el 5 % de extracción, debido a su fuerte afinidad por el agua, su completa miscibilidad en la fase acuosa y su baja presión de vapor, factores que dificultan su reparto y transporte a través de la membrana (Li et al., 2020). El alcohol bencílico mostró una extracción ligeramente mejor en las membranas basadas en POMS, probablemente debido a la menor polaridad del soporte y a su mayor compatibilidad con los aromas (Rostovtseva et al., 2021).

En [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], las interacciones  $\pi$ - $\pi$  mejoran la absorción del alcohol bencílico; sin embargo, la difusión sigue siendo limitada. Por el contrario, [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N], que muestra una menor afinidad por los aromas, da lugar a niveles de extracción aún más bajos (Blaga et al., 2022).

### **6.3 Densidades de flujo transmembrana de aromas**

Las densidades de flujo transmembrana ( $N_i^t$ ) de los aromas se determinó a partir del balance de masa en la fase de alimentación, considerando la variación de concentración del soluto entre dos intervalos de tiempos consecutivos el cálculo se realizó a partir de la *Ecuación 3* de la metodología.

La Figura 16 muestra que las membranas con soporte POMS presentaron densidades de flujo más altas para la mayoría de los compuestos evaluados en comparación con las membranas PEBA, lo que indica una mayor eficiencia de transporte. Por ejemplo, el flujo de hexanal en POMS fue aproximadamente un 12 % más alto que en PEBA, lo que concuerda con la mejor compatibilidad de POMS con los aldehídos de cadena corta (Zia ul Mustafa et al., 2019).

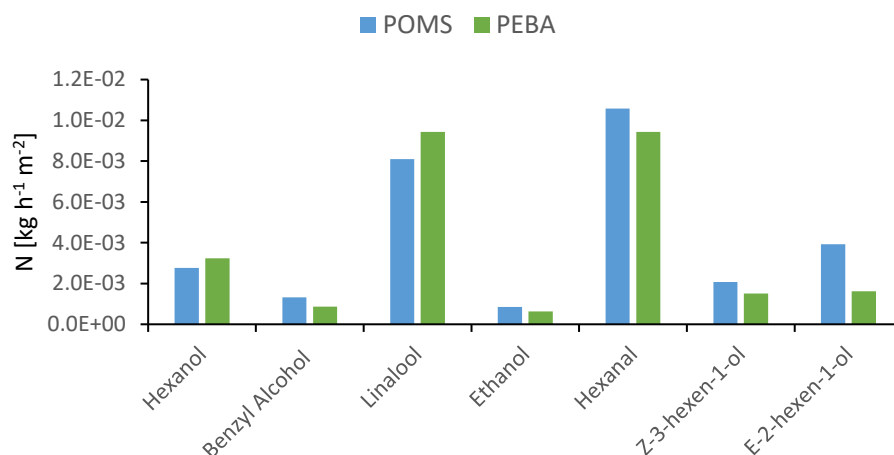


Figura 16. Densidades de flujo transmembrana  $N$  ( $\text{kg h}^{-1} \text{m}^{-2}$ ) de los compuestos en membranas POMS y PEBA a  $1000 \text{ (mL min}^{-1}\text{)}$ .

Al analizar la Figura 16, se observa que los compuestos con mayores densidades de flujo transmembrana fueron el hexanal y el linalool, alcanzando niveles claramente superiores al resto de los analitos. Este resultado confirma que ambos compuestos dominan el transporte a través de las membranas, mientras que el hexanol, los isómeros de hexanol, el alcohol bencílico y, en especial, el etanol presentó valores considerablemente menores, lo que indica una contribución reducida al flujo global.

Dentro de esto, los isómeros de hexanol mostraron diferencias atribuidas a la conformación molecular, con mayor movilidad en POMS que en PEBA, lo que concuerda con la literatura que describe la influencia estructural en la difusión a través de las membranas poliméricas (Sunartio et al., 2007). En cambio, el alcohol bencílico se favoreció en POMS, mientras que el hexanol y el linalool fueron más permeables en PEBA, lo cual puede explicarse por la mayor polaridad de estos compuestos y la presencia de dominios poliamida en la matriz, que facilitan su transporte. Finalmente, el etanol presentó valores muy bajos y sin diferencias significativas entre membranas, lo que coincide con reportes previos sobre su limitada permeabilidad en sistemas hidrofóbicos (Gohari et al., 2021).

En síntesis, aunque se observa variaciones en la selectividad entre POMS y PEBA, el proceso está claramente dominado por la permeación de hexanal y linalool, cuya elevada movilidad define el comportamiento global del sistema frente al resto de los aromas.

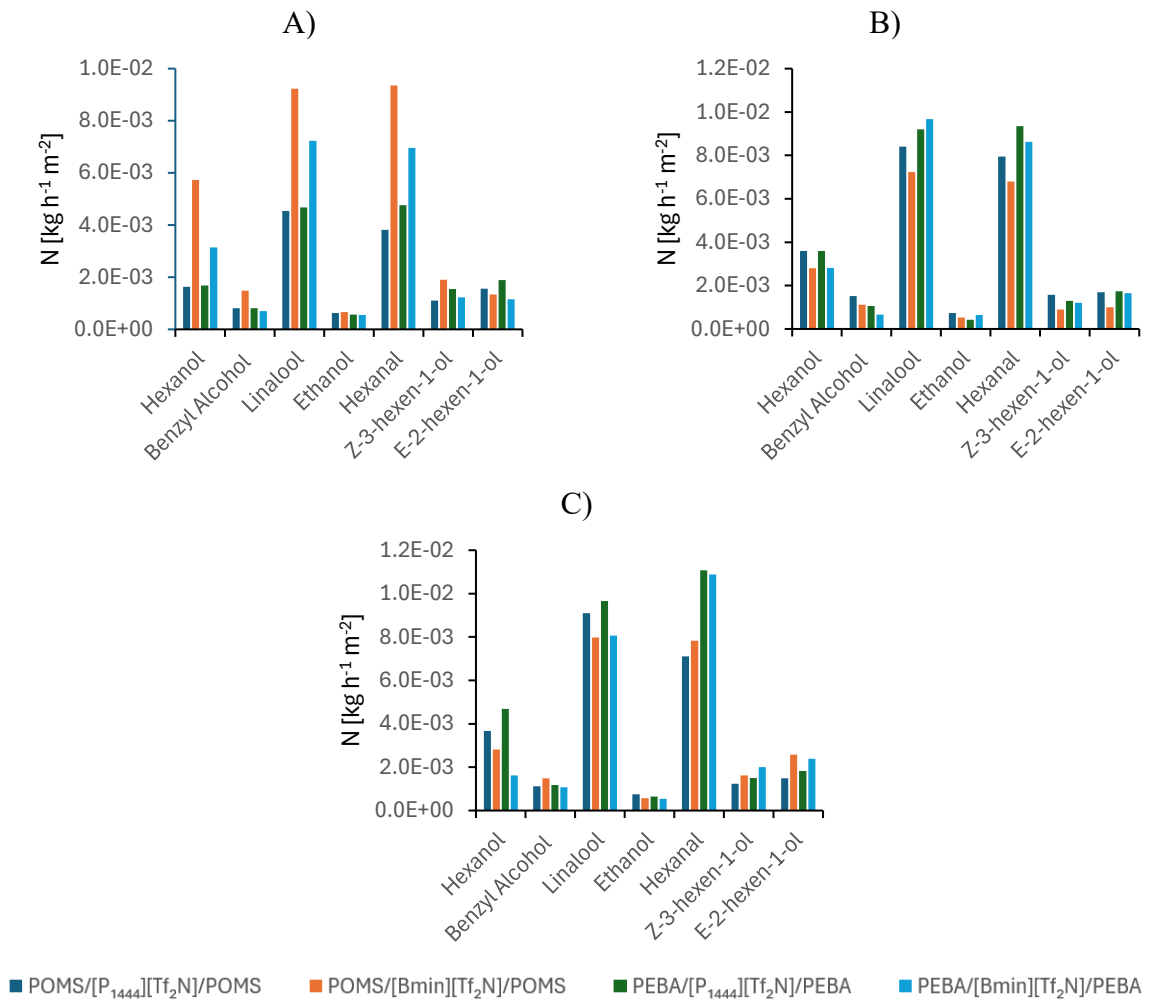


Figura 17. Densidades de flujo transmembrana  $N$  ( $\text{kg h}^{-1} \text{m}^{-2}$ ) de los aromas en POMS/[P<sub>1444</sub>]/[Tf<sub>2</sub>N]/POMS, POMS/[Bmim]/[Tf<sub>2</sub>N]/POMS, PEBA/[P<sub>1444</sub>]/[Tf<sub>2</sub>N]/PEBA y PEBA/[Bmim]/[Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a caudales de (A) 100, (B) 500 y (C) 1000 ( $\text{mL min}^{-1}$ ).

El análisis de los flujos en las membranas de tres capas que se presenta en la Figura 17, evidenció tendencias diferenciadas según la naturaleza del

compuesto, la configuración de la membrana y el caudal de alimentación. En el caso del hexanol, se observó un mayor transporte en la membrana POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a un bajo caudal, atribuible a la compatibilidad entre la matriz siloxánica hidrofóbica y el líquido iónico de imidazolio. Sin embargo, al aumentar el caudal, las configuraciones basadas en PEBA presentaron densidades de flujo superiores, lo que pone de manifiesto la influencia de la flexibilidad polimérica y la reducción de las resistencias internas al transporte. Estos resultados destacan la importancia de la afinidad química soluto-líquido iónico en la permeabilidad de alcoholes de cadena media (Blanchard & Brennecke, 2001; Dupeux et al., 2022).

Para el alcohol bencílico, las densidades de flujo fueron bajas en todas las configuraciones evaluadas, con un leve incremento en POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS. Este comportamiento sugiere que su mayor tamaño molecular y la presencia del anillo aromático limitan su difusión a través de la membrana, aun cuando la naturaleza del polímero y del líquido iónico modulan parcialmente su solubilidad y movilidad.

El linalool presentó elevadas densidades de flujo transmembrana en la mayoría de las configuraciones, evidenciando un comportamiento poco sensible a la combinación específica polímero-líquido iónico. A bajo caudal (100 ml min<sup>-1</sup>) se observó un mayor flujo en POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, mientras que a 500 ml min<sup>-1</sup> destacó PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA. Al incrementar el caudal a 1000 ml min<sup>-1</sup>, el mayor desempeño se registró en PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA. No obstante, en este último caso el linalool mantuvo densidades de flujo elevadas en la mayoría de las configuraciones evaluadas, lo que confirma su alta afinidad global por las fases poliméricas e iónicas del sistema.

El etanol mostró, en general, las menores densidades de flujo transmembrana, con diferencias poco significativas entre las configuraciones estudiadas. Los valores relativamente mayores en POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS sugieren una

compatibilidad moderada con este líquido iónico, no obstante, su elevada polaridad y bajo coeficiente de partición limita su permeación a través de las membranas densas (Drioli & Giorno, 2009; Izák et al., 2008).

El hexanal presentó elevadas densidades de flujo en la mayoría de las configuraciones, con máximos valores que dependen del caudal de alimentación. A bajo caudal ( $100 \text{ ml min}^{-1}$ ), la configuración POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS mostró los valores más altos, mientras que a 500 y 1000 ( $\text{ml min}^{-1}$ ), se observó en PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA y PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA, ambas obtuvieron densidades con valores cercanos, siendo siempre la configuración con [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N], mayor que la configuración con [Bmim][Tf<sub>2</sub>N]. Este comportamiento refleja la elevada afinidad del hexanal por matrices poliméricas flexibles y líquidos iónicos hidrofóbicos, favoreciendo su solubilización y difusión (Ciocirlan et al., 2011).

Finalmente, los isómeros Z-3-hexen-1-ol y E-2-hexen-1-ol presentaron densidades de flujo bajas en la mayoría de las configuraciones evaluadas, con incrementos moderados al aumentar el caudal de alimentación. Las diferencias entre membranas fueron reducidas, observándose solo leves ventajas en configuraciones basadas en PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA. Este comportamiento indica por su menor volatilidad y mayor polaridad relativa, más que por la afinidad específica entre la matriz polimérica y el líquido iónico (Sharma & Ghorai, 2018).

Los resultados demuestran que la incorporación de líquidos iónicos en membranas poliméricas tricapa permite mejorar significativamente el transporte selectivo de aromas desde matrices acuosas. En la mayoría de los sistemas evaluados se observó un incremento progresivo de la densidad de flujo transmembrana al aumentar el caudal de alimentación, comportamiento atribuido a la reducción de la resistencia externa a la transferencia de masa, asociada a una mayor renovación del fluido en la capa límite líquida (Saldana et al., 2024).

El transporte estuvo dominado principalmente por el hexanal y el linalool, que presentaron las mayores densidades de flujo transmembrana en la mayoría de las configuraciones evaluadas, evidenciando una alta afinidad por las fases poliméricas e iónicas del sistema. El hexanol mostró valores intermedios, mientras que los alcoholes insaturados y el etanol presentaron flujos significativamente menores, reflejando la influencia de la volatilidad, la polaridad y la solubilidad de cada aroma sobre su movilidad a través de la membrana (Matsumoto et al., 2005).

Asimismo, los resultados confirman que el desempeño del sistema tricapa está controlado por un equilibrio entre la afinidad soluto-membrana y las resistencias internas al transporte de masa, moduladas por la naturaleza del polímero y del líquido iónico incorporado. En este contexto, las configuraciones basadas en PEBA con líquidos iónico de imidazolio y fosfonio mostraron desempeño superior, consolidando a las membranas tricapa como una alternativa eficiente y versátil para la recuperación selectiva de aromas desde residuos líquidos (S. Zhao et al., 2024).

Tabla 4. Flujos de agua transmembranales a 1000 (ml min<sup>-1</sup>) para cada membrana.

Membrana	Masa permeada (g)	Tiempo (h)	N (kg h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> )
POMS	1.307	6	0.069
PEBA	5.867	6	0.312
POMS/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	0.395	22	0.006
POMS/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	1.475	12	0.039
PEBA/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	1.216	17	0.023
PEBA/[Bmim][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	0.873	22	0.013

Como se muestra en la Tabla 4, las membranas PEBA presentaron los mayores flujos de agua (0.312 kg h<sup>-1</sup> m<sup>-2</sup>), lo que refleja su mayor afinidad con la fase acuosa debido a la presencia de segmentos polares de poliamida en su estructura. En contraste, las POMS, de carácter más hidrofóbico, exhibieron

valores significativamente menores ( $0.069 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ ), confirmando que la baja polaridad restringe el paso de moléculas de agua.

La incorporación de líquidos iónicos redujo notablemente la permeabilidad al agua en todas las configuraciones, con valores entre  $0.006$  y  $0.039 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ . Este descenso se atribuye a la formación de la capa de líquido iónico que actúa como barrera difusiva adicional y disminuye la solubilidad del agua en la matriz polimérica. Entre las membranas tricapas, la PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA, presentó el flujo más bajo ( $0.013 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ ), lo que sugiere una mayor selectividad orgánico/agua, mientras que POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS mostró el valor más alto dentro de las membranas tricapas ( $0.039 \text{ kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ ), coherente con la mayor flexibilidad de POMS y su carácter fuertemente hidrofóbico.

Asimismo, las membranas con [P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N] presentaron flujos inferiores a sus análogas con [Bmim][Tf<sub>2</sub>N], lo que indica que el catión fosfonio incrementa la hidrofobicidad y reduce la difusión de agua a través de la capa intermedia. Los tiempos de operación más prolongados (12-22 horas) reflejan además una estabilización progresiva del flujo, especialmente en las configuraciones basadas en POMS, donde se observa una disminución del transporte de agua con el tiempo, indicando un equilibrio dinámico entre sorción y difusión dentro de la fase líquida iónica.

En conjunto, los resultados confirman que la hidrofobicidad del polímero base y la naturaleza del líquido iónico son los factores determinantes en el transporte de agua. La combinación PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA resultó la más efectiva hacia los aromas en procesos de pervaporación.

Para profundizar en el análisis del desempeño de las membranas tricapas, se determinaron los parámetros que describen su eficiencia global de separación y transporte. En la Tabla 5 se presentan los valores del factor de enriquecimiento ( $\beta$ ) para cada compuesto, mientras que la Tabla 6 muestra la selectividad con

respecto al agua ( $\alpha$ ) y la Tabla 7 el coeficiente global de transferencia de masa ( $K_{LTC}$ ).

La presentación conjunta de estos resultados permite correlacionar el comportamiento de extracción, la discriminación de fases y la eficiencia cinética del transporte en cada configuración de las membranas, estableciendo una base comparativa clara para la discusión que se desarrolla a continuación.

Tabla 5. Factor de enriquecimiento  $\beta$  de cada compuesto a través de las diferentes membranas a un caudal de 1000 (mL min<sup>-1</sup>).

Membrana	Compuestos						
	Hexanol	Alcohol bencílico	Linalool	Etanol	Hexanal	Z-3-hexen-1-ol	E-2-hexen-1-ol
POMS	33.959	13.887	215.619	9.108	687.586	28.564	50.438
PEBA	11.105	2.626	73.434	1.946	133.606	6.087	5.566
POMS/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	154.087	36.440	1,061.237	22.972	829.405	46.943	56.431
POMS/[Bmin][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	49.790	22.845	350.165	8.611	412.676	29.645	46.700
PEBA/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	200.219	39.727	962.644	21.179	1,625.986	62.143	68.730
PEBA/[Bmin][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	51.227	28.093	561.499	13.943	1,454.574	67.221	73.690

Tabla 6. Selectividad  $\alpha$  de cada compuesto con respecto al agua en cada membrana a un caudal de 1000 (mL min<sup>-1</sup>).

Membrana	Compuestos						
	Hexanol	Alcohol bencílico	Linalool	Etanol	Hexanal	Z-3-hexen-1-ol	E-2-hexen-1-ol
POMS	39.441	18.859	115.749	12.089	151.176	29.653	56.100
PEBA	46.295	12.284	134.853	9.048	134.893	21.636	23.249
POMS/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	636.936	192.682	1,578.52	129.53	1,233.53	213.639	257.432
POMS/[Bmin][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	71.319	37.723	202.056	14.561	198.410	40.956	65.330
PEBA/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	204.115	51.504	420.451	27.793	482.385	65.220	79.314
PEBA/[Bmin][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	127.496	83.917	633.361	42.572	854.438	157.649	187.018

Tabla 7. Coeficiente de transferencia de masa global  $K_{LTC}$  ( $m\ h^{-1}$ ) de cada compuesto en las membranas, medido a un caudal de 1000 ( $mL\ min^{-1}$ ).

Membrana	Compuestos						
	Hexanol	Alcohol bencílico	Linalool	Etanol	Hexanal	Z-3-hexen-1-ol	E-2-hexen-1-ol
POMS	3.14.E-03	1.33.E-03	1.75.E-02	8.79.E-04	3.28.E-02	2.66.E-03	4.55.E-03
PEBA	3.46.E-03	8.71.E-04	1.99.E-02	6.47.E-04	2.60.E-02	1.96.E-03	1.81.E-03
POMS/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	4.25.E-03	1.07.E-03	2.32.E-02	6.79.E-04	1.78.E-02	1.37.E-03	1.64.E-03
POMS/[Bmin][Tf <sub>2</sub> N]/POMS	3.03.E-03	1.42.E-03	1.79.E-02	5.43.E-04	1.82.E-02	1.82.E-03	2.83.E-03
PEBA/[P <sub>1444</sub> ][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	5.31.E-03	1.17.E-03	2.20.E-02	6.28.E-04	2.76.E-02	1.81.E-03	2.01.E-03
PEBA/[Bmin][Tf <sub>2</sub> N]/PEBA	1.91.E-03	1.08.E-03	1.62.E-02	5.38.E-04	2.85.E-02	2.49.E-03	2.69.E-03

Los factores de enriquecimiento ( $\beta$ ) presentes en la Tabla 5 evidencian que la incorporación de líquidos iónicos en las membranas poliméricas incrementa de manera sustancial la concentración de aromas en el permeado respecto a la fase acuosa, en comparación con las membranas monofásicas. En particular, la configuración PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA exhibió los valores más elevados de  $\beta$  para hexanal ( $\approx 1,625.9$ ) y linalool ( $\approx 962.6$ ), lo que refleja una elevada capacidad de enriquecimiento asociada a la alta afinidad del catión fosfonio por compuestos hidrofóbicos y de polaridad intermedia. De forma similar, las membranas POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS mostraron incrementos significativos de  $\beta$  en relación con POMS pura, confirmando el efecto positivo del líquido iónico en la retención selectiva de aromas.

En contraste, las membranas sin la incorporación del líquido iónico (POMS y PEBA) presentaron factores de enriquecimiento considerablemente menores, lo que pone de manifiesto su limitada capacidad para discriminar entre la fase orgánica y la acuosa. Este comportamiento confirma que, en ausencia de líquido iónico, el enriquecimiento está dominado principalmente por la solubilidad intrínseca del compuesto en la matriz polimérica, sin un mecanismo adicional en la retención selectiva. En este contexto, la modificación con líquidos iónicos mejora sustentablemente la afinidad de la membrana por los compuestos objetivo y reduce la permeabilidad del agua, favoreciendo así el incremento del factor de enriquecimiento (Zheng et al., 2020).

En conjunto, estos resultados indican que la incorporación de líquidos iónicos no solo incrementa la eficiencia global del proceso de separación, expresada a través de mayores factores de enriquecimiento, sino que también altera el equilibrio de transporte entre la fase acuosa y orgánica. Este efecto se analiza de manera más específica mediante los valores de selectividad ( $\alpha$ ), los cuales permiten evaluar la capacidad de la membrana para discriminar entre agua y aromas.

La Tabla 6 evidencia que la incorporación de líquidos iónicos en las membranas modificó notablemente su comportamiento selectivo frente al agua. Las membranas monofásicas de POMS y PEBA, las cuales presentan los valores más bajos de selectividad, lo que confirma que, en ausencia de líquido iónico, el transporte no discrimina eficazmente entre los aromas y la fase acuosa. No obstante, estos valores fueron considerablemente menores en comparación con los obtenidos en las membranas tricapa.

La incorporación de líquidos iónicos produjo un incremento sustancial de la selectividad frente al agua en la mayoría de las configuraciones evaluadas. En particular, la membrana POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS alcanzó los valores más elevados de selectividad para linalool de 1,578 y hexanal 1,233, evidenciando una marcada restricción del transporte de agua asociada a la elevada hidrofobicidad del catión fosfonio. Estos resultados confirman que la presencia del líquido iónico reduce de manera efectiva la permeación de agua y favorece la discriminación aroma/agua, incrementando la eficiencia de separación del sistema.

Las membranas basadas en PEBA también mostraron aumentos relevantes de selectividad al incorporar líquidos iónicos, destacando la configuración PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA, con valores de  $\alpha$  de hasta 854 para hexanal y 633 para linalool. Sin embargo, estas selectividades fueron inferiores a las observadas en POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, lo que sugiere que la mayor permeabilidad al agua de la matriz PEBA limita la selectividad, aun cuando esta favorece mayores densidades de flujo transmembrana.

En conjunto, los resultados confirman que la selectividad frente al agua no depende únicamente de la naturaleza del líquido iónico, sino también de la compatibilidad química entre la matriz polimérica y la fase activa. La combinación de un polímero altamente hidrofóbico con un líquido iónico de baja afinidad por

el agua se refleja directamente en los valores de selectividad y en las resistencias internas al transporte de masa (Serna Infante, 2021).

La tendencia observada en los valores de selectividad ( $\alpha$ ) concuerdan con el comportamiento difusivo descrito posteriormente mediante los coeficientes globales de transferencia de masa ( $K_{LTC}$ ), evidenciando que una mayor compatibilidad entre el polímero y el líquido iónico se traduce en menores resistencias internas al transporte y en una discriminación más eficiente entre los aromas y el agua.

Se realizó una comparación de la resistencia a la transferencia de masa que se presentados en la Tabla 7, con el fin de identificar los principales factores responsables de las diferencias observadas en el rendimiento de separación entre las distintas configuraciones de membrana.

Al comparar las membranas monofásicas, se observó que en POMS, los valores más bajos de  $K_{LTC}$  correspondieron al etanol y al alcohol bencílico, mientras que el linalool y el hexanal presentaron los coeficientes más elevados. Este comportamiento se asocia a la elevada alta hidrofobicidad de la matriz siloxánica, que limita la difusión de solutos polares, pero favorece el transporte de compuestos orgánicos de mayor volatilidad (Mostovoy et al., 2018). En el caso de PEBA, los valores  $K_{LTC}$  fueron, en general, ligeramente superiores a los de POMS, destacando el hexanal ( $3.26 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$ ) y linalool ( $1.99 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$ ) como los de mayor movilidad. Si bien PEBA presenta dominios más polares, la coexistencia de bloques hidrofóbicos permite un transporte eficiente de aromas, aunque la difusión de solutos más polares, como el etanol y el alcohol bencílico, permanece limitada (Freeman & Pinnau, 1999).

En las membranas tricapa con líquidos iónicos se observaron variaciones relevantes en los coeficientes globales de transferencia de masa. En POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, los valores de  $K_{LTC}$  aumentaron respecto a POMS pura para la mayoría de los compuestos, destacando el hexanal ( $1.78 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$ )

<sup>1</sup>) y linalool ( $2.32 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$ ), lo que evidencia una disminución de la resistencia difusiva asociada a la incorporación del catión fosfonio. En contraste, POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS presentó valores coeficientes similares o ligeramente inferiores, lo que sugiere que el catión imidazolio no incrementa de forma significativa la permeabilidad global y puede generar interacciones más específicas con grupos funcionales oxigenados.

En las configuraciones basadas en PEBA, se observó un comportamiento diferenciado. La membrana PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA, exhibió los valores más altos de  $K_{LTC}$  de toda la serie, particularmente para hexanal ( $2.76 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$ ) y linalool ( $2.2 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$ ), indicando un transporte altamente eficiente. Por el contrario, PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA presentó valores los coeficientes menores como en el caso del linalool  $1.62 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$  y del hexanol  $1.91 \times 10^{-3} \text{ m h}^{-1}$ , lo que sugiere que el líquido iónico basado en imidazolio induce interacciones más fuertes o efectos estéricas que restringen la difusión (Cao et al., 2021).

Desde una perspectiva compuesta-específica, el hexanol mostró mayores coeficientes de transferencia en PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA y los valores menores en PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA, confirmando que el catión fosfonio favorece su solubilización dentro de la fase activa. El alcohol bencílico, presentó los coeficientes bajos en la mayoría de las configuraciones, aunque ligeramente superiores en POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, posiblemente por una mayor compatibilidad entre el anillo aromático y el catión imidazolio. El linalool y el hexanal destacaron como los compuestos con los coeficientes más altos en la mayoría de las configuraciones, lo que se asocia a su mayor volatilidad y afinidad con las fases orgánicas de las membranas. En contraste, el etanol presentó los valores más bajos, reflejando su fuerte afinidad por el agua y su limitada solubilidad en líquidos iónicos hidrofóbicos. Los isómeros Z-3-hexen-1-ol y el E-2-hexen-1-ol presentaron un comportamiento intermedio, con mayores valores

en PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA, donde la estructura flexible del polímero y la polaridad moderada del líquido iónico favorecieron su transporte.

En conjunto, los resultados muestran que PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA fue la configuración con mayor eficiencia de transferencia global de masa, seguida por POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS, en concordancia con los mayores factores de enriquecimiento y valores de selectividad observados previamente. En contraste, los sistemas basados en [Bmim][Tf<sub>2</sub>N] tendieron a presentar coeficientes de transferencia de masa menores, particularmente en matrices poliméricas de mayor polaridad, lo que sugiere que el catión imidazolio favorece interacciones soluto-fase activa más intensas que, si bien pueden mejorar la retención selectiva, incrementan la resistencia al transporte difusivo. Por el contrario, el catión fosfonio genera un entorno más favorable para la difusión molecular, reduciendo las resistencias internas al transporte (Irfan et al., 2022; Malferrari et al., 2015).

Estos resultados confirman que la eficiencia global del sistema de pervaporación está determinada por el equilibrio entre afinidad química, polaridad y movilidad difusiva dentro de la capa líquida iónica, siendo PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA la configuración más efectiva bajo las condiciones operacionales evaluadas.

Con el fin de contextualizar los resultados obtenidos, se realizó una comparación con diferentes estudios sobre procesos de pervaporación aplicados a la extracción de aromas y compuestos volátiles desde medios acuosos. Este análisis permite establecer puntos de convergencia y diferencias en el comportamiento de las membranas desarrolladas respecto a sistemas reportados en la literatura.

La Tabla 8 muestra que, en general, los valores de flujo total de permeado y de factor de enriquecimiento ( $\beta$ ) moderados, particularmente en membranas poliméricas monofásicas como PDMS o POMS. En contraste, las membranas tricapas con líquidos iónicos desarrolladas en este estudio alcanzaron factores

de enriquecimiento superiores a 500 para linalool y del orden de 1,450-1,600 para hexanal, valores que superan ampliamente a los reportados en la mayoría de los trabajos comparados. Esta mejora evidencia el papel determinante de la fase líquida iónica gelificada, que actúa como un medio de transporte selectivo y dinámico dentro de la membrana.

La inclusión del líquido iónico permite ajustar la polaridad y la solubilidad interna del sistema, favoreciendo la partición de los aromas y reduciendo simultáneamente la permeación de agua. Asimismo, la naturaleza dual del líquido iónico, con dominios polares y apolares promueve interacciones específicas con los grupos funcionales oxigenados de los solutos, mejorando la compatibilidad química entre matriz polimérica y los compuestos de interés. De este modo, la presencia del líquido iónico no solo contribuye a incrementar el factor de enriquecimiento, sino que también permite mantener un equilibrio favorable entre permeabilidad, selectividad y estabilidad estructural, explicando el mejor desempeño global del proceso de pervaporación observado en este trabajo en comparación con lo reportado en la literatura.

Tabla 8. Extracción de compuestos orgánicos volátiles mediante el proceso de pervaporación.

Compuestos	Fuente	Membrana	Flujo total (kg h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> )	Factor de enriquecimiento (β)	Referencia
Etanol Hexanol	Solución modelo de jugo de manzana	PDMS	0.107	44-125	(Bengtsson et al., 1989)
Hexanol	Vino de moscatel	POMS	0.001	10-160	(Karlsson et al., 1995)
Linalool Hexanol	Solución modelo de jugo de arándano	PDMS	-	231 203	(Peng & Liu, 2003)
Z-3-hexen-1-ol	Extracto de té	POMS	0.003	120	(Kanani et al., 2003)
Hexanol	Sistemas de sabor diluidos	POMS	0.065	40	(She & Hwang, 2006)
E-2-hexen-1-ol Hexanol	Jugo de kiwi clarificado	Pervap 1060	0.13	20 50	(Cassano et al., 2006)
E-2-hexen-1-ol Hexanol	Jugo de kiwi	SBS composite	0.001	55 80	(Figoli et al., 2010)
Hexanal Linalool	Jugo de naranja	PDMS	0.0001 0.0035	6 12	(Aroujalian & Raisi, 2007)
E-2-hexen-1-ol Hexanol Linalool Z-3-hexen-1-ol Alcohol bencílico Etanol Hexanol	Jugo de arándano	PDMS	3.78*10 <sup>-8</sup> 1.49*10 <sup>-7</sup> 6.2*10 <sup>-9</sup> 5.15*10 <sup>-8</sup> 1.05*10 <sup>-8</sup> 2.51*10 <sup>-3</sup>	120.6 236.9 5.5 27.4 4.2 13.7	(Diban et al., 2008)
Hexanol	Jugo de granada	PDMS	0.0004	15	(Raisi et al., 2009)
Hexanol Hexanal Alcohol bencílico Hexanal	Mosto de uva	PDMS	0.1	1-2	(Salgado et al., 2017)
Hexanal	Hidrolato de ciruela, manzana, grosella negra y cereza	Pervap ECO 001BP	0.008	3678	(Dawiec- Liśniewska et al., 2018)

## VII. CONCLUSIÓN

La gelificación de los líquidos iónicos ( $[P_{1444}][Tf_2N]$  y  $[Bmim][Tf_2N]$ ) con 0.5 % p/p de ácido 12-hidroxiesteárico (12-HSA) permitió obtener una red tridimensional estable y homogénea, garantizando la estabilidad estructural de las membranas tricapas desarrolladas. Esta formulación aseguró una adecuada integridad mecánica sin comprometer la permeabilidad.

La incorporación de líquidos iónicos mejoró significativamente el desempeño separativo respecto a las membranas monofásicas. Las configuraciones tricapa alcanzaron factores de enriquecimiento de hasta 1,626 para hexanal y 963 para linalool en PEBA/ $[P_{1444}][Tf_2N]$ /PEBA, frente a valores inferiores a 150 en las membranas base. Asimismo, la electividad frente al agua aumentó de forma sustancial, destacando POMS/ $[P_{1444}][Tf_2N]$ /POMS, con valores de selectividad de 1,578 para linalool y 1,233 para hexanal.

Desde el punto de vista cinético, la resistencia a la transferencia global de masa disminuyó en las membranas tricapas. En particular, la configuración PEBA/ $[P_{1444}][Tf_2N]$ /PEBA presentó los coeficientes más elevados, alcanzando valores de  $K_{LTC}$   $2.76.E-2 \text{ m h}^{-1}$  para hexanal y  $2.20.E-2 \text{ m h}^{-1}$  para linalool, lo que evidencia un transporte eficiente de aromas. En contraste, las membranas monofásicas mostraron coeficientes considerablemente menores, asociados a una mayor resistencia difusiva interna.

En conjunto, los resultados demuestran que no existe una única configuración óptima para todos los criterios, sino un compromiso entre permeabilidad, selectividad y resistencia difusiva. En este contexto, PEBA/ $[Bmim][Tf_2N]$ /PEBA presentó el mejor equilibrio global entre reducción del transporte de agua, estabilidad operativa y desempeño para los distintos aromas, mientras que las configuraciones basadas en  $[P_{1444}][Tf_2N]$  maximizaron el enriquecimiento y la eficiencia de transferencia global de masa para los compuestos más hidrofóbicos. Estos hallazgos confirman el potencial de las membranas tricapas como una

alternativa tecnológica eficiente para la recuperación selectiva de aromas desde matrices acuosas agroindustriales.

## VIII. BIBLIOGRAFÍA

Aguilera, D. (2023). *Diseño de una membrana de pervaporación asistido por COSMO-RS para la recuperación de aromas desde soluciones acuosas*. Universidad de Santiago de Chile.

Aroujalian, A., & Raisi, A. (2007). Recovery of volatile aroma components from orange juice by pervaporation. *Journal of Membrane Science*, 303(1–2), 154–161. <https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2007.07.004>

Beaulieu, J. C., Stein-Chisholm, R. E., Lloyd, S. W., Bett-Garber, K. L., Grimm, C. C., Watson, M. A., & Lea, J. M. (2017). Volatile, anthocyanidin, quality and sensory changes in rabbiteye blueberry from whole fruit through pilot plant juice processing. *Journal of the Science of Food and Agriculture*, 97(2), 469–478. <https://doi.org/10.1002/JSFA.7748>

Belén, M. M., Tutor, M. M., Químico Bertozzi, I., & Daniel, J. (2008). *REVISIÓN DEL PROCESO DE PERVAPORACIÓN*.

Bengtsson, E., Trägårdh, G., & Hallström, B. (1989). Recovery and concentration of apple juice aroma compounds by pervaporation. *Journal of Food Engineering*, 10(1), 65–71. [https://doi.org/10.1016/0260-8774\(89\)90021-6](https://doi.org/10.1016/0260-8774(89)90021-6)

Bhattacharjee, C., Saxena, V. K., & Dutta, S. (2017). Fruit juice processing using membrane technology: A review. *Innovative Food Science & Emerging Technologies*, 43, 136–153. <https://doi.org/10.1016/J.IFSET.2017.08.002>

Bird, R. B., & Steward, W. E. (2015). *Transport Phenomena*. <https://doi.org/chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://www.eng.uc.edu/~beaucag/Classes/AdvancedMaterialsThermodynamics/Books/R.%20Byron%20>

Bird,%20Warren%20E.%20Stewart,%20Edwin%20N.%20Lightfoot%20-%20Transport%20Phenomena,%202nd%20Edition-Wiley%20(2001).pdf

Blaga, A. C., Tucaliuc, A., & Kloetzer, L. (2022). Applications of Ionic Liquids in Carboxylic Acids Separation. *Membranes 2022, Vol. 12, Page 771, 12(8)*, 771. <https://doi.org/10.3390/MEMBRANES12080771>

Blanchard, L. A., & Brennecke, J. F. (2001). Recovery of organic products from ionic liquids using supercritical carbon dioxide. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 40(1), 287–292. <https://doi.org/10.1021/IE000710D/ASSET/IMAGES/LARGE/IE000710DF00005.JPEG>

Brotons, V., Romero, G., Luisa, M., Gómez Marisa, C., Esteve Édgar, P., Puigdollers Cristina, B., & Valls Noelia, B. (2009). *Separación por membranas Apellidos, nombre*.

Cabezas, R. (2016). *DESARROLLO DE MEMBRANAS BASADAS EN LÍQUIDOS IÓNICOS RECUBIERTOS PARA LA PERVAPORACIÓN DE BUTANOL DESDE MEZCLAS MODELO DE FERMENTACIÓN ABE*. Universidad de Santiago de Chile.

Cabezas, R., Suazo, K., Merlet, G., Quijada-Maldonado, E., Torres, A., & Romero, J. (2019). Performance of butanol separation from ABE mixtures by pervaporation using silicone-coated ionic liquid gel membranes. *RSC Advances*, 9(15), 8546–8556. <https://doi.org/10.1039/c8ra09630a>

Cai, P., Li, J., Zhang, N., Song, D., Wang, N., & An, Q. F. (2023). Liquid-liquid interface induced high-flux PEBA pervaporation membrane for ethanol recovery. *Journal of Membrane Science*, 668, 121254. <https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2022.121254>

- Cao, X., Wang, K., & Feng, X. (2021). Perstraction of phenolic compounds via nonporous PEBA membranes. *Separation and Purification Technology*, 257, 117928. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2020.117928>
- Cao, X., Wang, K., & Feng, X. (2024). Mass transfer fundamentals in pervaporation, perstraction and sorption: A unified approach. *Chemical Engineering Research and Design*, 204, 282–291. <https://doi.org/10.1016/J.CHERD.2024.02.045>
- Cardona Alzate, C. A., Solarte-Toro, J. C., Ortiz-Sanchez, M., Inocencio-García, P. J., Salcedo Mendoza, J., Hernández Ruydiaz, J., & Otero Meza, D. D. (2024). Bioenergy and Biorefinery Potential of Residues: A Representative Case of the Sucre Region in Colombia. *Waste and Biomass Valorization* 2024 16:1, 16(1), 85–103. <https://doi.org/10.1007/S12649-024-02473-9>
- Carlos Díaz Alvarez, J., Ramiro, ;, Rey, M., & Acosta, R. B. (2012). *Líquidos iónicos: propiedades fisicoquímicas y aplicación potencial en el mejoramiento de crudos pesados Ionic liquids: physicochemical properties and potential application in upgrading of heavy crude oils.*
- Cascon, H. R., & Choudhari, S. K. (2017). Pervaporative transport mechanisms in phosphonium ionic liquid-based supported liquid membrane and its stability with actual fermentation broth feed. *Separation Science and Technology*, 52(12), 2029–2039. <https://doi.org/10.1080/01496395.2017.1309431>
- Cassano, A., Figoli, A., Tagarelli, A., Sindona, G., & Drioli, E. (2006). Integrated membrane process for the production of highly nutritional kiwifruit juice. *Desalination*, 189(1–3), 21–30. <https://doi.org/10.1016/J.DESAL.2005.06.009>

- Castro-Muñoz, R. (2019). Pervaporation: The emerging technique for extracting aroma compounds from food systems. *Journal of Food Engineering*, 253, 27–39. <https://doi.org/10.1016/J.JFOODENG.2019.02.013>
- Castro-Muñoz, R., Ahmad, M. Z., & Cassano, A. (2023). Pervaporation-aided Processes for the Selective Separation of Aromas, Fragrances and Essential (AFE) Solutes from Agro-food Products and Wastes. *Food Reviews International*, 39(3), 1499–1525. <https://doi.org/10.1080/87559129.2021.1934008>
- Chemat, F., Rombaut, N., Sicaire, A. G., Meullemiestre, A., Fabiano-Tixier, A. S., & Abert-Vian, M. (2017). Ultrasound assisted extraction of food and natural products. Mechanisms, techniques, combinations, protocols and applications. A review. *Ultrasonics Sonochemistry*, 34, 540–560. <https://doi.org/10.1016/J.ULTSONCH.2016.06.035>
- Ciocirlan, O., Croitoru, O., & Iulian, O. (2011). Densities and viscosities for binary mixtures of 1-butyl-3- methylimidazolium tetrafluoroborate ionic liquid with molecular solvents. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 56(4), 1526–1534. [https://doi.org/10.1021/JE101206U/ASSET/IMAGES/LARGE/JE-2010-01206U\\_0009.JPEG](https://doi.org/10.1021/JE101206U/ASSET/IMAGES/LARGE/JE-2010-01206U_0009.JPEG)
- Cussler, E. L. (2009). *Diffusion: Mass Transfer in Fluid Systems*. <https://doi.org/10.1017/CBO9780511805134>
- David, O. R. P., & Doro, F. (2023). Industrial Fragrance Chemistry: A Brief Historical Perspective. *European Journal of Organic Chemistry*, 26(44), e202300900. <https://doi.org/10.1002/EJOC.202300900;JOURNAL:JOURNAL:10990690C;PAGE:STRING:ARTICLE/CHAPTER>
- Dawiec-Liśniewska, A., Szumny, A., Podstawczyk, D., & Witek-Krowiak, A. (2018). Concentration of natural aroma compounds from fruit juice hydrolates

- by pervaporation in laboratory and semi-technical scale. Part 1. Base study. *Food Chemistry*, 258, 63–70. <https://doi.org/10.1016/J.FOODCHEM.2018.03.023>
- Dias, A. L. B., de Aguiar, A. C., & Rostagno, M. A. (2021). Extraction of natural products using supercritical fluids and pressurized liquids assisted by ultrasound: Current status and trends. In *Ultrasonics Sonochemistry* (Vol. 74). Elsevier B.V. <https://doi.org/10.1016/j.ultsonch.2021.105584>
- Dias, R. P., Johnson, T. A., Ferrão, L. F. V., Munoz, P. R., de la Mata, A. P., & Harynuk, J. J. (2023). Improved sample storage, preparation and extraction of blueberry aroma volatile organic compounds for gas chromatography. *Journal of Chromatography Open*, 3. <https://doi.org/10.1016/j.jcoa.2022.100075>
- Diban, N., Urtiaga, A., & Ortiz, I. (2008). Recovery of key components of bilberry aroma using a commercial pervaporation membrane. *Desalination*, 224(1–3), 34–39. <https://doi.org/10.1016/J.DESAL.2007.04.076>
- Djebbar, M. K., Nguyen, Q. T., Clément, R., & Germain, Y. (1998). Pervaporation of aqueous ester solutions through hydrophobic poly(ether-block-amide) copolymer membranes. *Journal of Membrane Science*, 146(1), 125–133. [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(98\)00090-8](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(98)00090-8)
- Drioli, E., & Giorno, L. (2009). Membrane Operations: Innovative Separations and Transformations. *Membrane Operations: Innovative Separations and Transformations*, 1–551. <https://doi.org/10.1002/9783527626779>
- Dupeux, T., Gaudin, T., Marteau-Roussy, C., Aubry, J. M., & Nardello-Rataj, V. (2022). COSMO-RS as an effective tool for predicting the physicochemical properties of fragrance raw materials. *Flavour and Fragrance Journal*, 37(2), 106–120. <https://doi.org/10.1002/FFJ.3690;SUBPAGE:STRING:FULL>

- Fan, S., Liu, J., Tang, X., Wang, W., Xiao, Z., Qiu, B., Wang, Y., Jian, S., Qin, Y., & Wang, Y. (2019). Process operation performance of PDMS membrane pervaporation coupled with fermentation for efficient bioethanol production. In *Chinese Journal of Chemical Engineering* (Vol. 27, Issue 6, pp. 1339–1347). Chemical Industry Press. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2018.12.005>
- FAO. (2023). *Blueberry market trends and global production statistics*. Food and Agriculture Organization of the United Nations.
- Figoli, A., Tagarelli, A., Cavaliere, B., Voci, C., Sindona, G., Sikdar, S. K., & Drioli, E. (2010). Evaluation of pervaporation process of kiwifruit juice by SPME-GC/Ion Trap Mass Spectrometry. *Desalination*, 250(3), 1113–1117. <https://doi.org/10.1016/J.DESAL.2009.09.120>
- Flavors and Fragrances. (2021). *Market Size, Industry Share Forecast*. <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/flavors-fragrance-market-175163912.html>
- Foster, W., & Valdés, A. (2013). *¿Cuál es el tamaño económico del sector silvoagropecuario en Chile?* Ministerio de Agricultura, Chile.
- Freeman, B. D., & Pinnau, I. (1999). *Polymeric Materials for Gas Separations*. 1–27. <https://doi.org/10.1021/BK-1999-0733.CH001>
- Gohari, G., Zareei, E., Kulak, M., Labib, P., Mahmoudi, R., Panahirad, S., Jafari, H., Mahdavinia, G., Juárez-Maldonado, A., & Lorenzo, J. M. (2021). Improving the Berry Quality and Antioxidant Potential of Flame Seedless Grapes by Foliar Application of Chitosan–Phenylalanine Nanocomposites (CS–Phe NCs). *Nanomaterials 2021*, Vol. 11, Page 2287, 11(9), 2287. <https://doi.org/10.3390/NANO11092287>
- Gong, G., Mamoru, M., Nagasawa, H., Kanezashi, M., Hu, Y., & Tsuru, T. (2019). Vapor-permeation dehydration of isopropanol using a flexible and thin

- organosilica membrane with high permeance. *Journal of Membrane Science*, 588, 117226. <https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2019.117226>
- González, T., Castro-Muñoz, R., Vera, M., Merlet, G., Pino-Soto, L., & Cabezas, R. (2024). Polyether-block-amide PEBA membranes for gas separation and pervaporation; current design and applications. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 135, 67–86. <https://doi.org/10.1016/J.JIEC.2024.02.002>
- Gutowski, K. E. (2018). Industrial uses and applications of ionic liquids. *Physical Sciences Reviews*, 3(5). <https://doi.org/10.1515/PSR-2017-0191/MACHINEREADABLECITATION/RIS>
- Han, D., & Row, K. H. (2010). Recent Applications of Ionic Liquids in Separation Technology. *Molecules* 2010, Vol. 15, Pages 2405-2426, 15(4), 2405–2426. <https://doi.org/10.3390/MOLECULES15042405>
- Heitmann, S., Krings, J., Kreis, P., Lennert, A., Pitner, W. R., Górak, A., & Schulte, M. M. (2012). Recovery of n-butanol using ionic liquid-based pervaporation membranes. *Separation and Purification Technology*, 97, 108–114. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2011.12.033>
- Heitmann, S., Krüger, V., Welz, D., & Lutze, P. (2013). Experimental Investigation of Pervaporation Membranes for Biobutanol Separation. *Journal of Membrane and Separation Technology*, 2(4), 245–262. <https://doi.org/10.6000/1929-6037.2013.02.04.5>
- Infante, L. (2021). SEPARACIÓN MEDIANTE PERVAPORACIÓN DE COMPUESTOS DE DEGRADACIÓN PRODUCIDOS EN LA HIDRÓLISIS MEDIANTE AGUA SUBCRÍTICA DEL BAGAZO DE CERVEZA [Universidad de Burgos, España]. In *Actualidad Jurídica Iberoamericana* (Issue 21). <https://doi.org/10.13039/501100011033>

- Irfan, M., Irfan, M., Idris, A., Alsubaie, A. S., Mahmoud, K. H., Yusof, N. M., & Muhammad, N. (2022). Effect of Dope Flow Rate and Post-Treatment on the Morphology, Permeation and Metal Ion Rejection from PES/LiBr-Based UF Hollow Fiber Membranes. *Membranes 2022, Vol. 12, Page 305, 12(3)*, 305. <https://doi.org/10.3390/MEMBRANES12030305>
- Izák, P., Schwarz, K., Ruth, W., Bahl, H., & Kragl, U. (2008). Increased productivity of *Clostridium acetobutylicum* fermentation of acetone, butanol, and ethanol by pervaporation through supported ionic liquid membrane. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 78(4), 597–602. <https://doi.org/10.1007/S00253-008-1354-0/FIGURES/6>
- Jiang, J., Cheng, W., Tang, Q., Pan, X., Li, J., Zhao, L., Xi, Z., & Yuan, W. (2023). Multiblock poly(ether-b-amide) copolymers comprised of PA1212 and PPO-PEO-PPO with specific moisture-responsive and antistatic properties. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 53, 421–430. <https://doi.org/10.1016/J.CJCHE.2022.01.010>
- Kamaz, M. (2019). *Applications of Ionic Liquids in Membrane Separation*. University of Arkansas, Fayetteville.
- Kanani, D. M., Nikhade, B. P., Balakrishnan, P., Singh, G., & Pangarkar, V. G. (2003). Recovery of Valuable Tea Aroma Components by Pervaporation. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 42(26), 6924–6932. <https://doi.org/10.1021/IE0340185>
- Karlsson, H. O. E., Loureiro, S., & Trägårdh, G. (1995). Aroma compound recovery with pervaporation — Temperature effects during pervaporation of a muscat wine. *Journal of Food Engineering*, 26(2), 177–191. [https://doi.org/10.1016/0260-8774\(94\)00050-J](https://doi.org/10.1016/0260-8774(94)00050-J)
- Kim, M., Cho, Y., & Kang, S. W. (2022). Interactions of Ag Particles Stabilized by 7,7,8,8-Tetracyanoquinodimethane with Olefin Molecules in Poly(ether-

- block-amide). *Molecules* 2022, Vol. 27, Page 4122, 27(13), 4122.  
<https://doi.org/10.3390/MOLECULES27134122>
- Kim, S. Y., Cho, Y., & Kang, S. W. (2020). Correlation between Functional Group and Formation of Nanoparticles in PEBAX/Ag Salt/Al Salt Complexes for Olefin Separation. *Polymers* 2020, Vol. 12, Page 667, 12(3), 667.  
<https://doi.org/10.3390/POLYM12030667>
- Knozowska, K., Kujawa, J., Lagzdins, R., Figoli, A., & Kujawski, W. (2020). A New Type of Composite Membrane PVA-NaY/PA-6 for Separation of Industrially Valuable Mixture Ethanol/Ethyl Tert-Butyl Ether by Pervaporation. *Materials* 2020, Vol. 13, Page 3676, 13(17), 3676.  
<https://doi.org/10.3390/MA13173676>
- Li, W., Molina-Fernández, C., Estager, J., Monbaliu, J. C. M., Debecker, D. P., & Luis, P. (2020). Supported ionic liquid membranes for the separation of methanol/dimethyl carbonate mixtures by pervaporation. *Journal of Membrane Science*, 598, 117790.  
<https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2019.117790>
- Lone, S. (2015). Modeling and Simulation of a Hybrid Process (Pervaporation+Distillation) using MATLAB. *Journal of Chemical Engineering & Process Technology*, 06(03). <https://doi.org/10.4172/2157-7048.1000234>
- López, M., Méndez, J., Pérez, F., & Torres, M. (2005). *MÉTODOS FÍSICOS DE SEPARACIÓN Y PURIFICACIÓN DE SUSTANCIAS ORGÁNICAS*.
- Malferrari, M., Malferrari, D., Francia, F., Galletti, P., Tagliavini, E., & Venturoli, G. (2015). Ionic liquids effects on the permeability of photosynthetic membranes probed by the electrochromic shift of endogenous carotenoids. *Biochimica et Biophysica Acta (BBA) - Biomembranes*, 1848(11), 2898–2909.  
<https://doi.org/10.1016/J.BBAMEM.2015.09.006>

- Merlet, G., Uribe, F., Aravena, C., Rodríguez, M., Cabezas, R., Quijada-Maldonado, E., & Romero, J. (2017). Separation of fermentation products from ABE mixtures by perstraction using hydrophobic ionic liquids as extractants. *Journal of Membrane Science*, *537*, 337–343. <https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2017.05.045>
- Mostovoy, A. S., Kadykova, Y. A., Bekeshev, A. Z., & Tastanova, L. K. (2018). Epoxy composites modified with microfibers of potassium polytitanates. *Journal of Applied Polymer Science*, *135*(35), 46651. <https://doi.org/10.1002/APP.46651>;WEBSITE:WEBSITE:PERICLES;WGRO UP:STRING:PUBLICATION
- Nazely Diban Gómez. (2008). *SEPARACIÓN DE AROMAS EN ETAPAS DEL PROCESADO DE ZUMOS DE FRUTAS Y BEBIDAS*.
- Ngwasiri, P. N., Ambindei, W. A., Adanmengwi, V. A., Ngwi, P., Mah, A. T., Ngangmou, N. T., Fonmboh, D. J., Ngwabie, N. M., Ngassoum, M. B., & Aba, E. R. (2022). A Review Paper on Agro-food Waste and Food by-Product Valorization into Value Added Products for Application in the Food Industry: Opportunities and Challenges for Cameroon Bioeconomy. *Asian Journal of Biotechnology and Bioresource Technology*, 32–61. <https://doi.org/10.9734/AJB2T/2022/V8I330128>
- Nunes, S. P. ., & Peinemann, K. V. . (2006). *Membrane technology in the chemical industry*. Wiley-VCH.
- ODEPA-CIREN-INE-SAG. (2021). *Catastro frutícola Región de Ñuble*. [www.odepa.gob.cl](http://www.odepa.gob.cl)
- Peng, M., & Liu, S. X. (2003). Recovery of Aroma Compounds from Dilute Model Blueberry Solution by Pervaporation. *Journal of Food Science*, *68*(9), 2706–2710. <https://doi.org/10.1111/J.1365-2621.2003.TB05792.X>

- Pereira, C. C., Ribeiro, C. P., Nobrega, R., & Borges, C. P. (2006). Pervaporative recovery of volatile aroma compounds from fruit juices. In *Journal of Membrane Science* (Vol. 274, Issues 1–2, pp. 1–23). <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2005.10.016>
- Pérez, A., Hernández, F., Ginestá, A., Sánchez, S., Larrosa, A., García, E., Escasaín, M., Lozano, L., & Godínez, C. (2011). Procesos de separación empleando tecnología de membranas y líquidos iónicos. *Jornadas de Introducción a La Investigación de La UPCT. España*.
- Pizzolato, S., Andrada, M., Rinaldoni, A. N., & Campderros, M. (2012). Process for integral use of blueberry. *International Journal of Food Engineering*, 8(4). <https://doi.org/10.1515/1556-3758.2415/MACHINEREADABLECITATION/RIS>
- Plaza, A., Merlet, G., Hasanoglu, A., Isaacs, M., Sanchez, J., & Romero, J. (2013). Separation of butanol from ABE mixtures by sweep gas pervaporation using a supported gelled ionic liquid membrane: Analysis of transport phenomena and selectivity. *Journal of Membrane Science*, 444, 201–212. <https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2013.04.034>
- Raisi, A., Aroujalian, A., & Kaghazchi, T. (2009). A predictive mass transfer model for aroma compounds recovery by pervaporation. *Journal of Food Engineering*, 95(2), 305–312. <https://doi.org/10.1016/J.JFOODENG.2009.05.004>
- Rațu, R. N., Veleșcu, I. D., Stoica, F., Usturoi, A., Arsenoaia, V. N., Crivei, I. C., Postolache, A. N., Lipșa, F. D., Filipov, F., Florea, A. M., Chițea, M. A., & Brumă, I. S. (2023). Application of Agri-Food By-Products in the Food Industry. *Agriculture* 2023, Vol. 13, Page 1559, 13(8), 1559. <https://doi.org/10.3390/AGRICULTURE13081559>

- Rom, A., & Friedl, A. (2016). Investigation of pervaporation performance of POMS membrane during separation of butanol from water and the effect of added acetone and ethanol. *Separation and Purification Technology*, 170, 40–48. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2016.06.030>
- Rostovtseva, V., Faykov, I., & Pulyalina, A. (2022). A Review of Recent Developments of Pervaporation Membranes for Ethylene Glycol Purification. *Membranes* 2022, Vol. 12, Page 312, 12(3), 312. <https://doi.org/10.3390/MEMBRANES12030312>
- Rostovtseva, V., Pulyalina, A., Dubovenko, R., Faykov, I., Subbotina, K., Saprykina, N., Novikov, A., Vinogradova, L., & Polotskaya, G. (2021). Enhancing pervaporation membrane selectivity by incorporating star macromolecules modified with ionic liquid for intensification of lactic acid dehydration. *Polymers*, 13(11), 1811. <https://doi.org/10.3390/POLYM13111811/S1>
- Routray, W., & Orsat, V. (2011a). Blueberries and Their Anthocyanins: Factors Affecting Biosynthesis and Properties. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*, 10(6), 303–320. <https://doi.org/10.1111/J.1541-4337.2011.00164.X>
- Routray, W., & Orsat, V. (2011b). Blueberries and Their Anthocyanins: Factors Affecting Biosynthesis and Properties. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*, 10(6), 303–320. <https://doi.org/10.1111/J.1541-4337.2011.00164.X>
- Sajjad, Z., Gilani, M. A., Nizami, A. S., Bilad, M. R., & Khan, A. L. (2019). Development of novel hydrophilic ionic liquid membranes for the recovery of biobutanol through pervaporation. *Journal of Environmental Management*, 251, 109618. <https://doi.org/10.1016/J.JENVMAN.2019.109618>

- Salgado, C. M., Fernández-Fernández, E., Palacio, L., Carmona, F. J., Hernández, A., & Prádanos, P. (2017). Application of pervaporation and nanofiltration membrane processes for the elaboration of full flavored low alcohol white wines. *Food and Bioproducts Processing*, *101*, 11–21. <https://doi.org/10.1016/J.FBP.2016.10.001>
- Sampaolesi, S., Briand, L. E., Saparrat, M. C. N., & Toledo, M. V. (2023). Potentials of Biomass Waste Valorization: Case of South America. *Sustainability* *2023*, *Vol. 15*, *Page 8343*, *15*(10), 8343. <https://doi.org/10.3390/SU15108343>
- Sampranpiboon, P., Jiratananon, R., Uttapap, D., Feng, X., & Huang, R. Y. M. (2000). Separation of aroma compounds from aqueous solutions by pervaporation using polyoctylmethyl siloxane (POMS) and polydimethyl siloxane (PDMS) membranes. *Journal of Membrane Science*, *174*(1), 55–65. [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(00\)00365-3](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(00)00365-3)
- Schaefer, A. I., Schäfer, A. I., Andritsos, N., Karabelas, A. J., Hoek, E. M. V, Schneider, R., & Nyström, M. (2004). *Chapter 8 Fouling in Nanofiltration*. <https://www.researchgate.net/publication/247778578>
- Schaetzel, P., & Bungay, P. M. (2013). Membrane Separations: Chemical Engineering Progress. *John Wiley & Sons*.
- Schäfer, T., Heintz, A., & Crespo, J. G. (2005). Sorption of aroma compounds in poly(octylmethylsiloxane) (POMS). *Journal of Membrane Science*, *254*(1–2), 259–265. <https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2004.12.047>
- ScholarWorks, U., Graduate Theses, U., & Kamaz, M. (2019). *Applications of Ionic Liquids in Membrane Separation. Graduate Theses and*.

- Serna Infante, L. (2021). *Separación mediante pervaporación de compuestos de degradación producidos en la hidrólisis mediante agua subcrítica del bagazo de cerveza*. <https://doi.org/10.13039/501100011033>
- Sharma, A., & Ghorai, P. K. (2018). Effect of alcohols on the structure and dynamics of [BMIM][PF6] ionic liquid: A combined molecular dynamics simulation and Voronoi tessellation investigation. *Journal of Chemical Physics*, 148(20), 204514. <https://doi.org/10.1063/1.5008439/197015>
- She, M., & Hwang, S. T. (2006). Recovery of key components from real flavor concentrates by pervaporation. *Journal of Membrane Science*, 279(1–2), 86–93. <https://doi.org/10.1016/J.MEMSCI.2005.11.034>
- Singha, N. R., Karmakar, M., Chattopadhyay, P. K., Roy, S., Deb, M., Mondal, H., Mahapatra, M., Dutta, A., Mitra, M., & Roy, J. S. D. (2019). Structures, Properties, and Performances—Relationships of Polymeric Membranes for Pervaporative Desalination. *Membranes*, 9(5), 58. <https://doi.org/10.3390/MEMBRANES9050058>
- Sivapragasam, M., Moniruzzaman, M., & Goto, M. (2020). An Overview on the Toxicological Properties of Ionic Liquids toward Microorganisms. *Biotechnology Journal*, 15(4), 1900073. <https://doi.org/10.1002/BIOT.201900073>
- Sun, X., Simonsen, S. C., Norby, T., & Chatzitakis, A. (2019). Composite Membranes for High Temperature PEM Fuel Cells and Electrolysers: A Critical Review. *Membranes 2019, Vol. 9, Page 83*, 9(7), 83. <https://doi.org/10.3390/MEMBRANES9070083>
- Sunartio, D., Yasui, K., Tuziuti, T., Kozuka, T., Iida, Y., Ashokkumar, M., & Grieser, F. (2007). Correlation between Na<sup>+</sup> emission and “chemically active” acoustic cavitation bubbles. *ChemPhysChem*, 8(16), 2331–2335.

<https://doi.org/10.1002/CPHC.200700426;WGROU:STRING:PUBLICATION>

Thiess, H., Schmidt, A., & Strube, J. (2018). Development of a Scale-up Tool for Pervaporation Processes. *Membranes 2018, Vol. 8, Page 4, 8(1), 4.* <https://doi.org/10.3390/MEMBRANES8010004>

Tokuda, H., Hayamizu, K., Ishii, K., Susan, M. A. B. H., & Watanabe, M. (2005). Physicochemical properties and structures of room temperature ionic liquids. 2. variation of alkyl chain length in imidazolium cation. *Journal of Physical Chemistry B, 109(13), 6103–6110.* <https://doi.org/10.1021/JP044626D/ASSET/IMAGES/LARGE/JP044626DF00008.JPEG>

Tranchant, C. C., & Selvamuthukumar, M. (2020). Introduction to Membrane Processing. *Applications of Membrane Technology for Food Processing Industries, 1–44.* <https://doi.org/10.1201/9780429276408-1>

Vane, L. M. (2020). Review of pervaporation and vapor permeation process factors affecting the removal of water from industrial solvents. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 95(3), 495–512.* <https://doi.org/10.1002/JCTB.6264;CTYPE:STRING:JOURNAL>

Vatani, M., Raisi, A., & Pazuki, G. (2019). Three-component mixed matrix membrane containing [Hmim][PF6] ionic liquid and ZSM-5 nanoparticles based on poly (ether-block-amide) for the pervaporation process. *Journal of Molecular Liquids, 277, 471–480.* <https://doi.org/10.1016/J.MOLLIQ.2018.12.141>

Vinatoru, M. (2001). An overview of the ultrasonically assisted extraction of bioactive principles from herbs. *Ultrasonics Sonochemistry, 8(3), 303–313.* [https://doi.org/10.1016/S1350-4177\(01\)00071-2](https://doi.org/10.1016/S1350-4177(01)00071-2)

- Wang, J., Luo, J., Feng, S., Li, H., Wan, Y., & Zhang, X. (2016). Recent development of ionic liquid membranes. *Green Energy & Environment*, 1(1), 43–61. <https://doi.org/10.1016/J.GEE.2016.05.002>
- Wijmans, J. G., & Baker, R. W. (1995). The solution-diffusion model: a review. *Journal of Membrane Science*, 107(1–2), 1–21. [https://doi.org/10.1016/0376-7388\(95\)00102-1](https://doi.org/10.1016/0376-7388(95)00102-1)
- Zhang, W., Shen, Y., Li, Z., Xie, X., Gong, E. S., Tian, J., Si, X., Wang, Y., Gao, N., Shu, C., Meng, X., Li, B., & Liu, R. H. (2021). Effects of high hydrostatic pressure and thermal processing on anthocyanin content, polyphenol oxidase and  $\beta$ -glucosidase activities, color, and antioxidant activities of blueberry (*Vaccinium Spp.*) puree. *Food Chemistry*, 342, 128564. <https://doi.org/10.1016/J.FOODCHEM.2020.128564>
- Zhao, X., Chen, Y., Ding, Q., Xiao, T., & Yang, X. (2023). High-Performance Silicone Membranes for VOC/N<sub>2</sub> Separation: A New Crosslinking Strategy via Octyl-Grafted Poly(hydromethylsiloxane). *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 62(35), 13974–13987. [https://doi.org/10.1021/ACS.IECR.3C01940/ASSET/IMAGES/LARGE/IE3C01940\\_0008.JPEG](https://doi.org/10.1021/ACS.IECR.3C01940/ASSET/IMAGES/LARGE/IE3C01940_0008.JPEG)
- Zheng, D., Hua, D., Hong, Y., Ibrahim, A. R., Yao, A., Pan, J., & Zhan, G. (2020). Functions of Ionic Liquids in Preparing Membranes for Liquid Separations: A Review. *Membranes 2020*, Vol. 10, Page 395, 10(12), 395. <https://doi.org/10.3390/MEMBRANES10120395>
- Zia ul Mustafa, M., bin Mukhtar, H., Md Nordin, N. A. H., Mannan, H. A., Nasir, R., & Fazil, N. (2019). Recent Developments and Applications of Ionic Liquids in Gas Separation Membranes. *Chemical Engineering and Technology*, 42(12), 2580–2593.

<https://doi.org/10.1002/CEAT.201800519>;WGROU:STRING:PUBLICATIO

N

## IX. APÉNDICE

Tabla 7. Curvas de calibración de cada uno de los compuestos estudiados con su coeficiente  $R^2$ .

Compuesto	Ecuación lineal	$R^2$
Hexanol	$y = 592.40 x$	0.9997
Alcohol bencílico	$y = 691.03 x$	0.9991
Linalool	$y = 569.73 x$	0.9990
Etanol	$y = 341.94 x$	0.9999
Cis-3-hexen-1-ol	$y = 577.02 x$	0.9998
Trans-2-hexen-1-ol	$y = 633.23 x$	0.9993
Hexanal	$y = 525.68 x$	0.9982

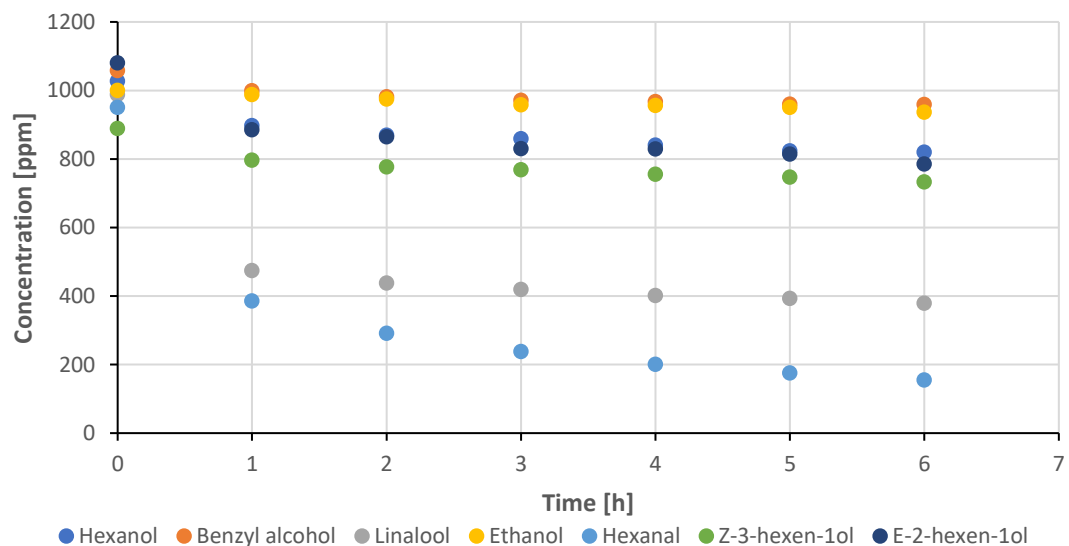


Figura 18. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana POMS a un flujo de  $1000 \text{ (mL min}^{-1}\text{)}$ .

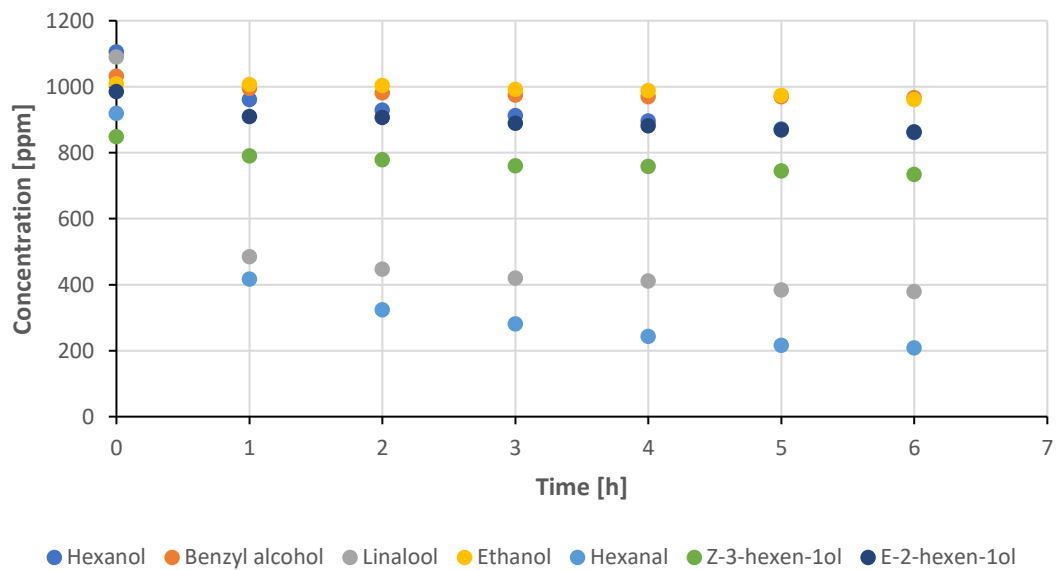


Figura 19. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana PEBA a un flujo de 1000 (mL min<sup>-1</sup>).

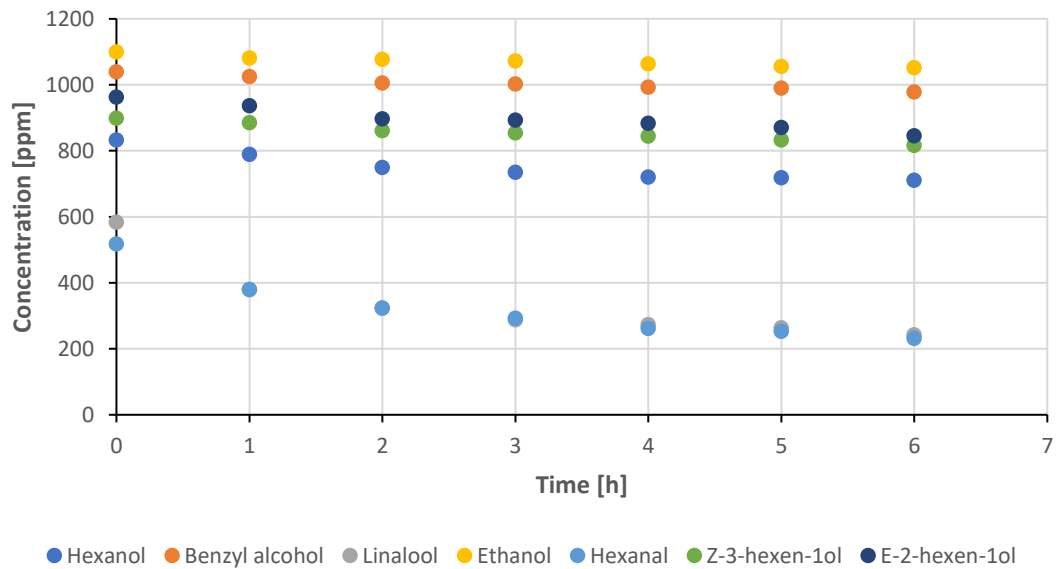


Figura 20. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana POMS/[P<sub>1444</sub>]/[Tf<sub>2</sub>N]/POMS a un flujo de 100 (mL min<sup>-1</sup>).

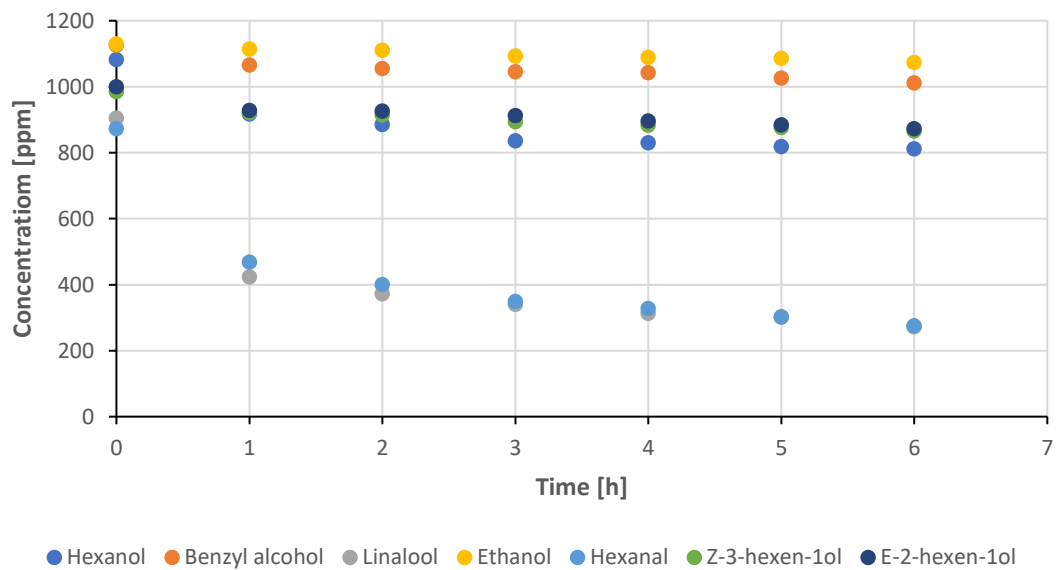


Figura 21. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a un flujo de 500 (mL min<sup>-1</sup>).

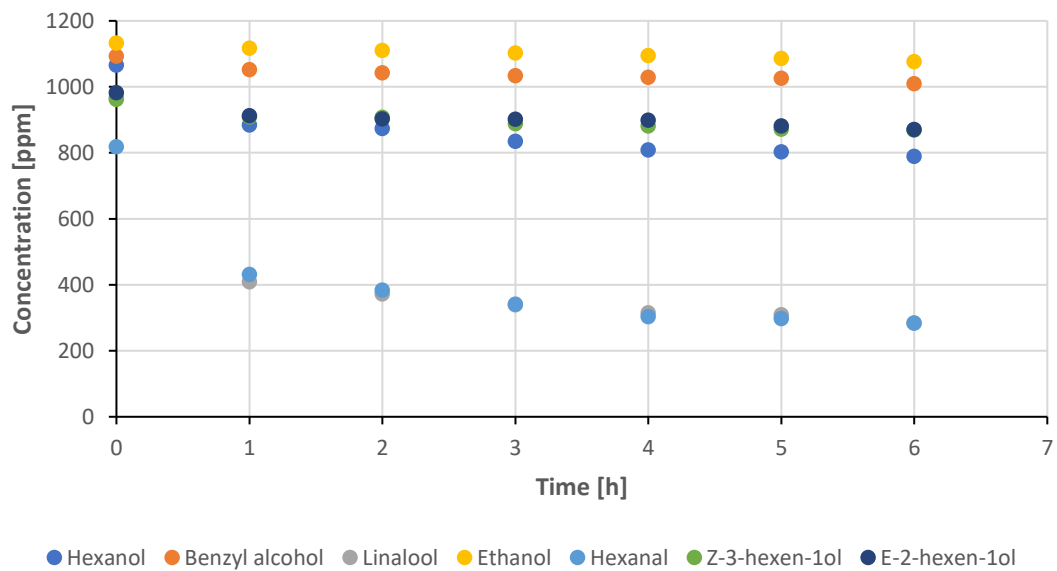


Figura 22. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana POMS/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a un flujo de 1000 (mL min<sup>-1</sup>).

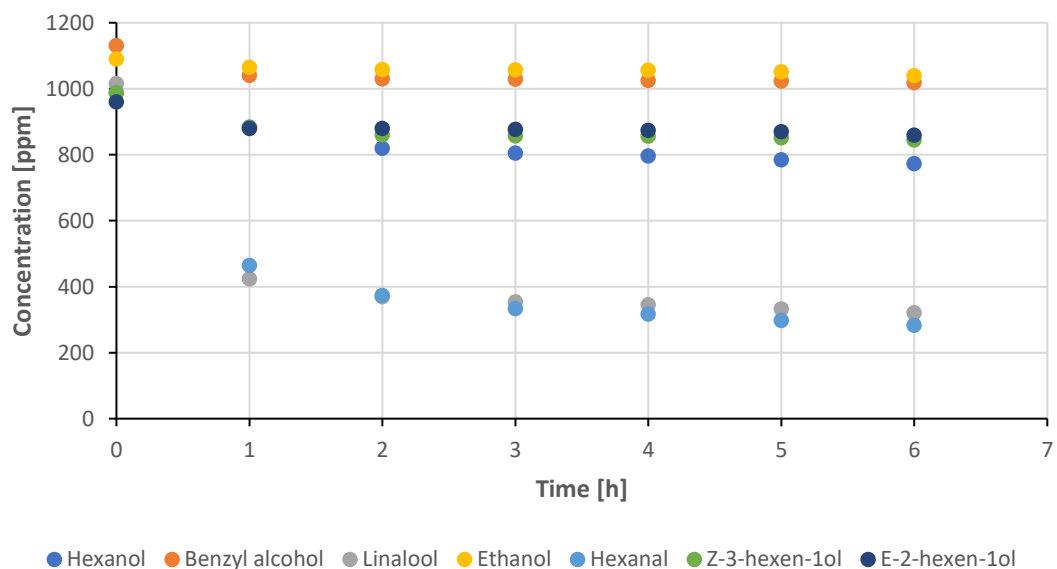


Figura 23. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a un flujo de 100 (mL min<sup>-1</sup>).

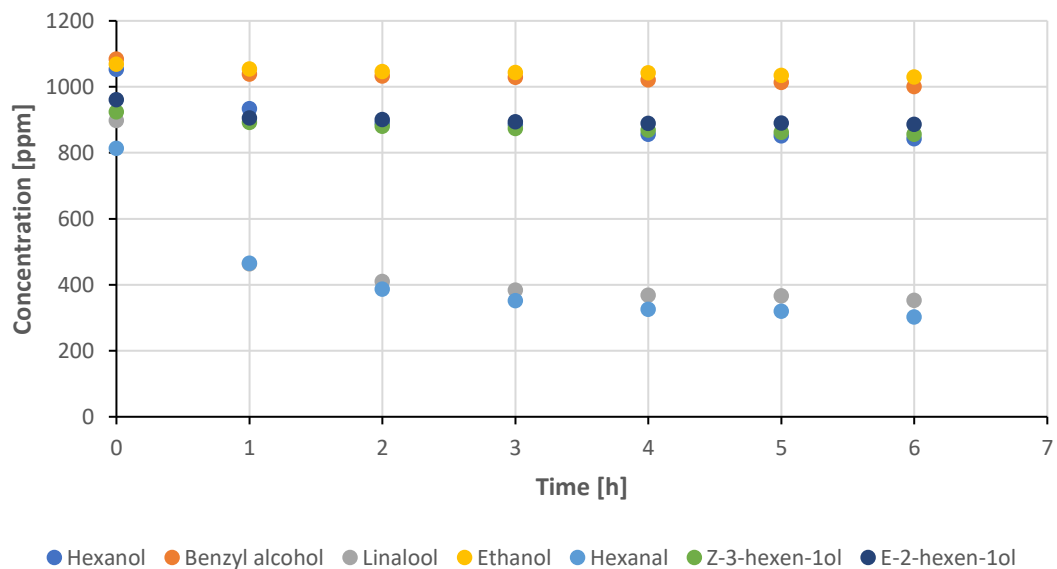


Figura 24. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a un flujo de 500 (mL min<sup>-1</sup>).

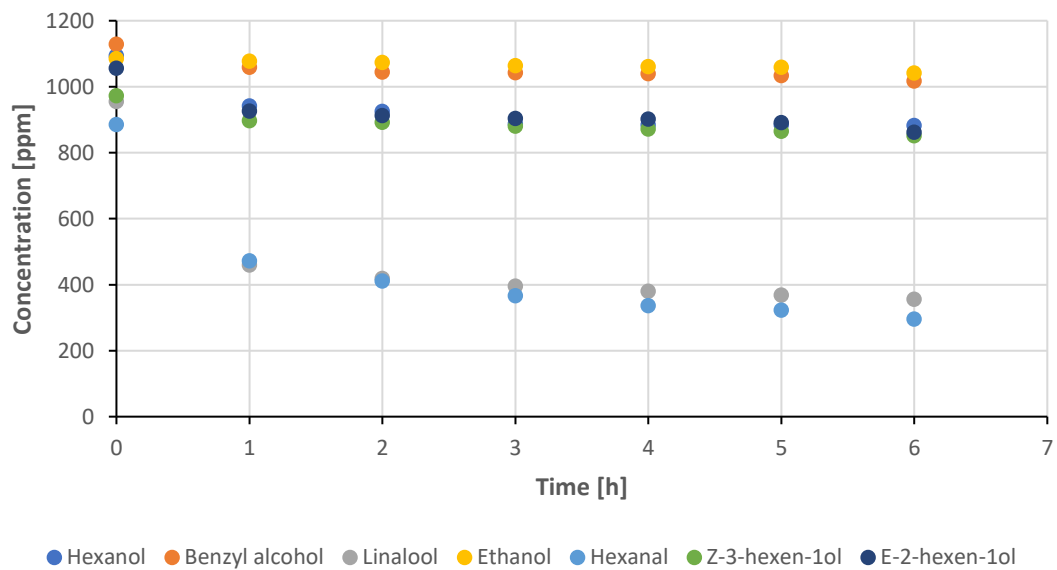


Figura 25. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana POMS/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/POMS a un flujo de 1000 (mL min<sup>-1</sup>).

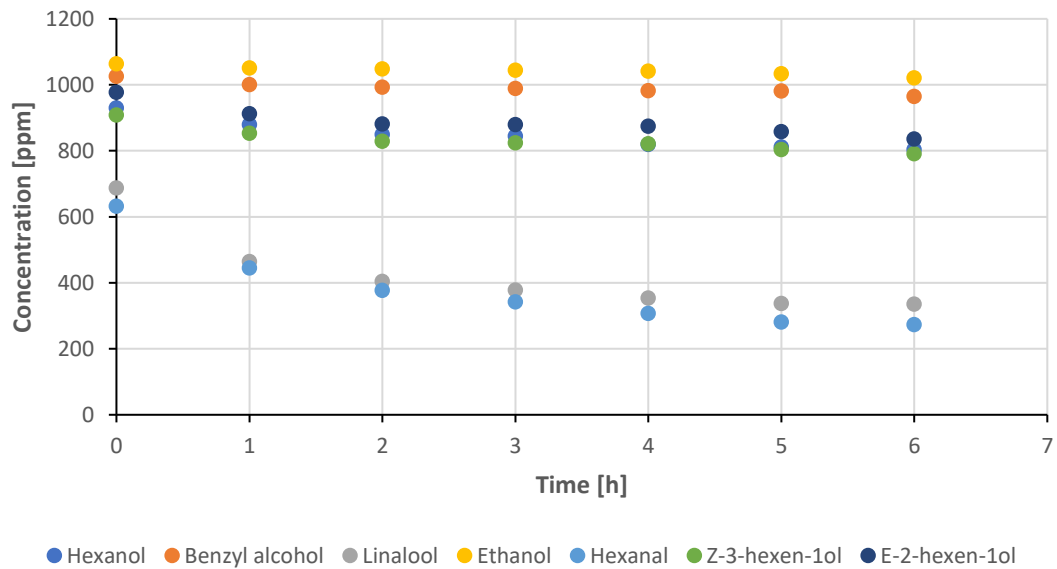


Figura 26. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a un flujo de 100 (mL min<sup>-1</sup>).

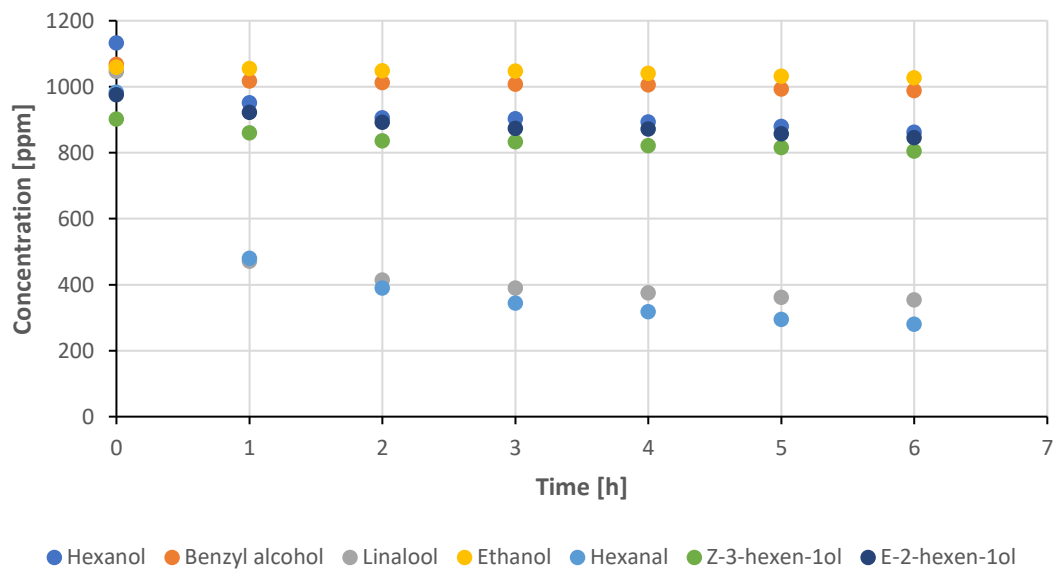


Figura 27. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a un flujo de 500 (mL min<sup>-1</sup>).

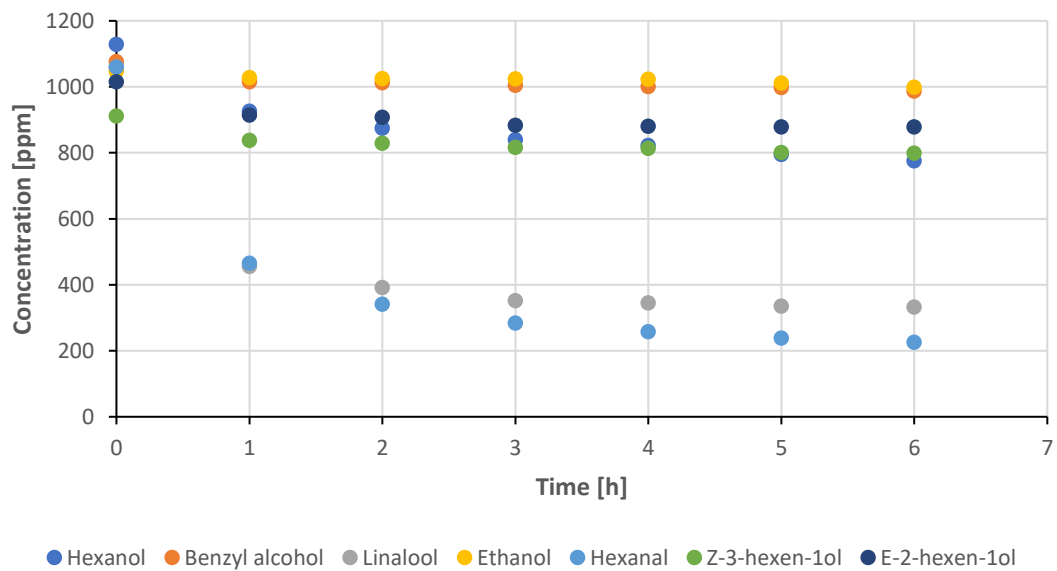


Figura 28. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana PEBA/[P<sub>1444</sub>][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a un flujo de 1000 (mL min<sup>-1</sup>).

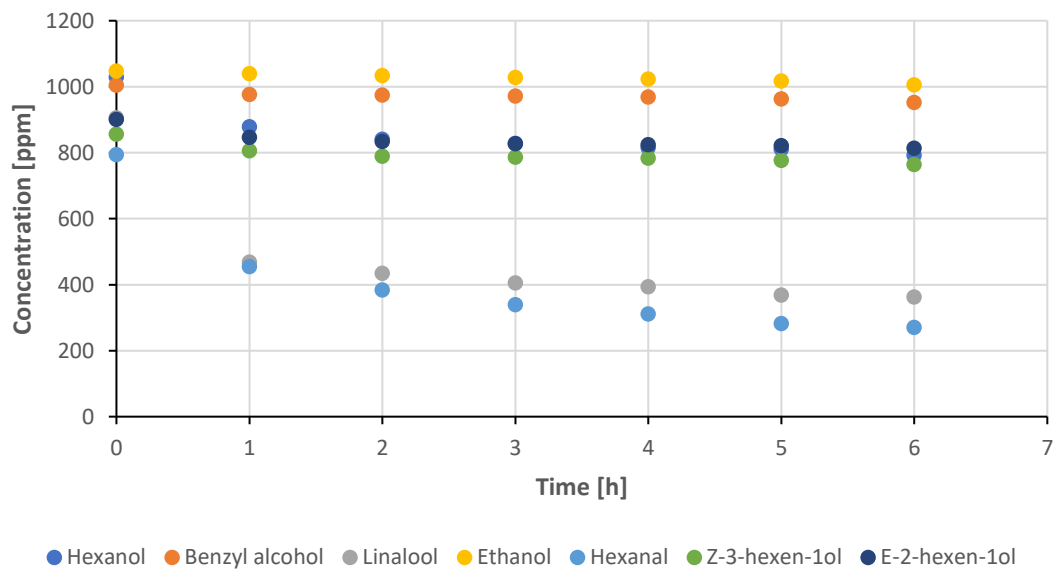


Figura 29. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a un flujo de 100 (mL min<sup>-1</sup>).

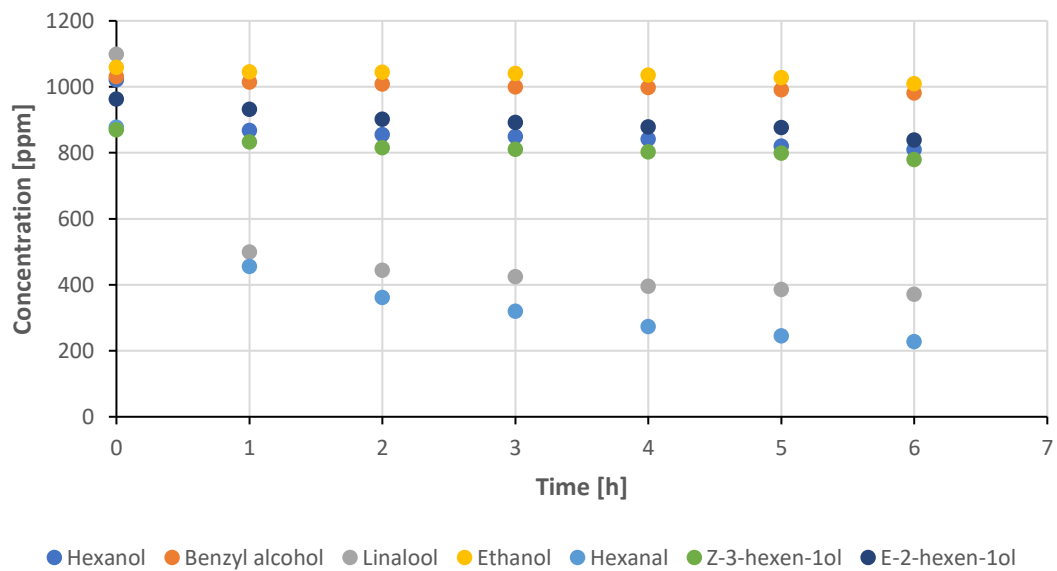


Figura 30. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a un flujo de 500 (mL min<sup>-1</sup>).

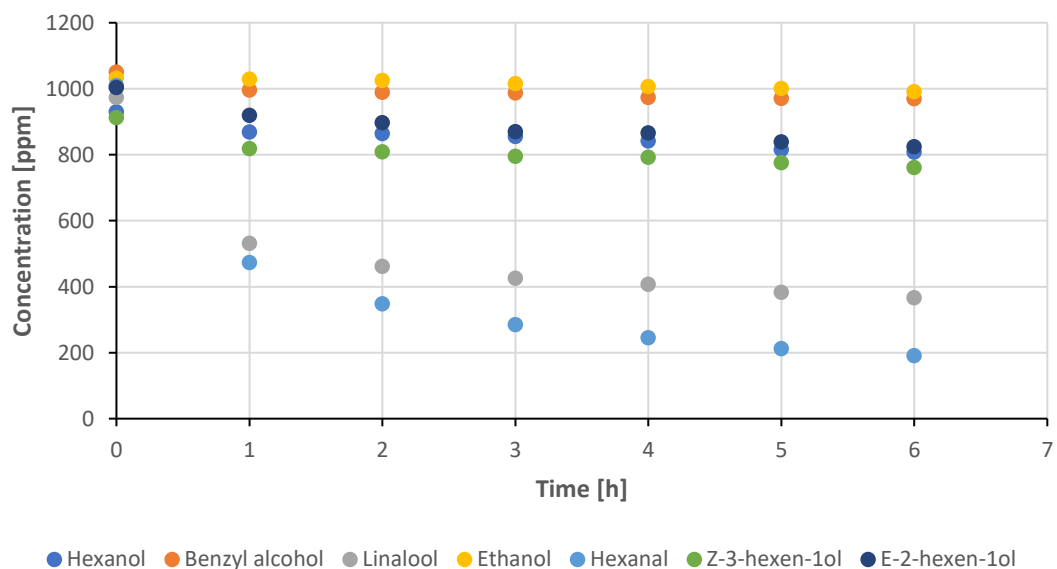


Figura 31. Concentración (ppm) vs tiempo (h) de la membrana PEBA/[Bmim][Tf<sub>2</sub>N]/PEBA a un flujo de 1000 (mL min<sup>-1</sup>).