

**PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA
TRANSFERENCIA DE MASA EN EL PROCESO DE CONCENTRACIÓN DE
ETANOL UTILIZANDO DESTILACIÓN CON MEMBRANAS**

**OMAR ANDRÉS BENAVIDES PRADA
CÉSAR AUGUSTO GUEVARA LASTRE**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

**PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA
TRANSFERENCIA DE MASA EN EL PROCESO DE CONCENTRACIÓN DE
ETANOL UTILIZANDO DESTILACIÓN CON MEMBRANAS**

**OMAR ANDRÉS BENAVIDES PRADA
CÉSAR AUGUSTO GUEVARA LASTRE**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el Título de
Ingeniero Químico**

Director:

CARLOS JESÚS MUVDI NOVA

Ing. Químico, M.sc., Ph.D.

Codirector

CRISOSTOMO BARAJAS FERREIRA

Ing. Químico, M.sc.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

Primero que todo quiero dar gracias a un ser supremo a quien veo reflejado en la naturaleza, ya que a Él debo mi existencia.
A mis padres Lázaro y Yadis y a mis hermanos Ana María, Francisco y Soledad y demás familiares les dedico este trabajo que sin su confianza y apoyo incondicional no hubiese sido posible.

César Guevara Lastre.

Para Alba y Emelina, madre y abuela excepcionales.
A mi querido tío Evelio, el hombre que considero mi padre.

Andrés

AGRADECIMIENTOS

A la **Universidad Industrial de Santander** por permitirnos tener el orgullo de ser sus egresados.

A la **Escuela de Ingeniería Química** por su invaluable formación académica.

Al **Dr. Carlos Jesús Muvdi Nova** por su confianza y constante apoyo en la realización de este trabajo.

Al **M.Sc. Crisóstomo Barajas Ferreira** por sus oportunas recomendaciones.

A **Odacyr Beleño Mier y Julieth Andrea Arroyave López** por su colaboración.

Al **semillero de investigación AICT (Agro Industria Ciencia y Tecnología)** y a sus integrantes que aportaron de una u otra manera en el desarrollo de nuestro trabajo de investigación y por ser parte en su formación e inicios.

A cada uno de **nuestros amigos** por acompañarnos en estos felices años de pregrado.

TABLA DE CONTENIDO

	PÁG.
INTRODUCCIÓN	19
1. MARCO TEÓRICO	21
1.1 BALANCE DE MASA	23
1.2 TRANSFERENCIA DE MASA EN LA CAPA LÍMITE DE LÍQUIDO.	23
1.3 TRANSFERENCIA DE MASA A TRAVÉS DE LA MEMBRANA.	24
2. VALIDACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO	28
2.1 NÚMERO DE ETAPAS PARA EL CÁLCULO POR DIFERENCIAS FINITAS..	28
2.2 VALIDACIÓN	30
2.2.1 Caso de estudio I.	30
2.2.2 Caso de estudio II.	33
2.2.3 Caso de estudio III.	34
2.2.4 Caso de estudio IV.....	37
3. ANÁLISIS DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN.....	39
3.1 FLUX TOTAL A TRAVÉS DE LA MEMBRANA.....	40
3.2 FRACCIÓN MÁSCICA DE ETANOL EN EL LADO DEL PERMEADO	44
4. DISEÑO CONCEPTUAL DEL MÓDULO MEMBRANARIO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN FAVORABLES PARA EL PROCESO DE DESTILACIÓN CON MEMBRANAS AL VACÍO.	48
CONCLUSIONES	53
PERSPECTIVAS	55

BIBLIOGRAFIA.....56

LISTA DE FIGURAS

	PÁG.
Figura 1. Esquema del proceso de destilación con membranas.....	21
Figura 2. Diagrama de flujo planteado para la solución del modelo matemático propuesto en el presente estudio.....	27
Figura 3. Porcentaje de variación Vs número de etapas. (a) Flux de etanol. (b) Fracción de etanol. (c) Flux de agua.....	29
Figura 4. Flux molar de agua y etanol Vs. Temperatura de alimentación Fracción de alimentación: 0,25% en peso. Velocidad de alimentación: 2,65 m/s. Presión de vacío: 2000 Pa. (a) Membrana K-200, (b) Membrana 1E-PP, (c) Membrana PVDF.....	32
Figura 5. Fracción másica de etanol en el lado del permeado Vs. Velocidad de alimentación. Fracción másica de etanol en la alimentación: 0,25% en peso. Temperatura de alimentación: 30°C. Presión de vacío: 2000 Pa. Membrana PVDF.....	32
Figura 6. Fracción másica de etanol en el lado del permeado Vs. Número de Reynolds. Fracción másica de etanol en la alimentación: 5% en peso. Temperatura de alimentación: 35°C. (a) Presión de vacío: 2600 Pa, (b) Presión de vacío: 6000 Pa.....	34
Figura 7. Flux molar de agua Vs. Temperatura de alimentación. Fracción de etanol en la alimentación: 5% en peso. Velocidad de alimentación: 1,587 m/s. Presión de vacío: 3000 Pa. (a) Membrana 3MA, (b) Membrana 3MB, (c) Membrana 3MC.....	35
Figura 8. Fracción molar de etanol en el lado del permeado Vs. Temperatura de alimentación. Fracción de etanol en la alimentación: 5% en peso. Velocidad de alimentación: 1,587 m/s. Presión de vacío: 2000 Pa. Membrana 3MC.....	36
Figura 9. Comparación del modelo planteado con la simulación expuesta en el caso de estudio IV. Fracción de etanol en la alimentación: 5% en peso.	

Velocidad de alimentación: 1,587 m/s. Presión de vacío: 2000 Pa. (a) Flux molar de agua Vs. Temperatura de alimentación. (b) Fracción molar de etanol en el lado del permeado Vs. Temperatura de alimentación.....	38
Figura 10. Diagrama de pareto para el flux total a través de la membrana.	40
Figura 11. Influencia de la temperatura sobre el flux total a través de la membrana.....	40
Figura 12. Influencia de la porosidad sobre el flux total a través de la membrana.....	41
Figura 13. Influencia del diametro de poro sobre el flux molar total a través de la membrana.	42
Figura 14. Influencia del espesor sobre el flux total a través de la membrana....	42
Figura 15. Influencia de la presión de vacío sobre el flux total a través de la membrana.....	43
Figura 16. Diagrama de pareto para la fracción másica de etanol en el lado del permeado.....	44
Figura 17. Influencia del diámetro de poro sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.	45
Figura 18. Influencia de la porosidad sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.	46
Figura 19. Influencia de la temperatura sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.	46
Figura 20. Influencia de la concentración sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.	47
Figura 21. Fracción másica de etanol en el permeado Vs. Flux de etanol a través de la membrana. Diseño de experimentos.....	49
Figura 22. Módulo de membranas de fibra hueca.....	52

LISTA DE TABLAS

	PÁG.
Tabla 1. Casos de estudio utilizados para la validación del modelo matemático...	30
Tabla 2. Membranas utilizadas en el caso de estudio I.	31
Tabla 3. Membrana utilizada en el caso de estudio II.	33
Tabla 4. Membranas utilizadas en el caso de estudio III.	35
Tabla 5. Características de la membrana utilizada en el caso de estudio IV.	37
Tabla 6. Rangos de operación para los cuales se diseñaron los experimentos. ...	39
Tabla 7. Parámetros obtenidos para el mejor resultado en el diseño de experimentos.	50
Tabla 8. Características del modulo de membranas comercial HF-137-35-PMC. .	52

NOMENCLATURA UTILIZADA

d_p = Diámetro de poro (m)

D_{ea} = Difusividad del etanol en el agua (m^2/s)

D_h = Diámetro hidráulico (m)

E_m = Espesor de la membrana (m)

G_{ik} = Parámetro presente en el método NRTL (adimensional)

K_l = Coeficiente de transferencia de masa en la interfase líquido-membrana (m/s)

K_m = Coeficiente de transferencia de masa a través de la membrana ($s \text{ mol}^{1/2}/m \text{ Kg}^{1/2}$)

M = Peso molecular (Kg/mol)

n = Flujo molar (mol/s)

N = Flux molar (mol/m^2s)

P = Presión (Pa)

P^s = Presión de saturación (Pa)

R_l = Resistencia en la capa límite de líquido (m^2s/mol)

R_m = Resistencia a través de la membrana ($\text{Pa m}^2 \text{ s}/\text{mol}$)

R = Constante universal de los gases ($\text{J}/\text{mol K}$)

Re = Número de Reynolds (adimensional)

Sc = Número de Schmidt (adimensional)

Sh = Número de Sherwood (adimensional)

T = Temperatura (K)

w = Ancho de la membrana (m)

X = Fracción molar en la capa límite

Y = Fracción molar en el lado del permeado

z = Longitud de la membrana (m)

Subíndices

f = Alimentación

i = Etanol

j = Agua

k = Etanol o Agua

o = condición inicial

p = Permeado

1 = Interfase líquido-membrana

Letras griegas

γ = Coeficiente de actividad (adimensional)

ε = Porosidad (adimensional)

ρ = Densidad molar promedio de la mezcla etanol-agua (mol/m^3)

τ = Tortuosidad (adimensional)

τ_{ik} = Parámetro presente en el método NRTL (adimensional)

α_k = Parámetro presente en el método NRTL (adimensional)

RESUMEN

TITULO: PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA EN EL PROCESO DE CONCENTRACIÓN DE ETANOL UTILIZANDO DESTILACIÓN CON MEMBRANAS¹.

AUTOR: OMAR ANDRES BENAVIDES PRADA²
CÉSAR AUGUSTO GUEVARA LASTRE²

PALABRAS CLAVES: destilación con membranas al vacío, modelo matemático, transferencia de masa, bioetanol, validación, membranas.

DESCRIPCIÓN:

En la actualidad la producción de biocombustibles ha ido en aumento debido a la demanda que estos poseen; sin embargo, se presenta el inconveniente de la inhibición microbiana por producto. La solución a esta problemática es la utilización de destilación con membranas, porque esta permite la integración del proceso de fermentación y concentración, teniendo como ventajas, trabajar en continuo y a bajas temperaturas, y de esta manera evitar la muerte de los microorganismos.

Se propone como objetivo general del proyecto: plantear y validar un modelo matemático para la transferencia de masa en el proceso destilación con membranas al vacío. En este proceso, se utiliza una membrana que actúa como una barrera que separa dos compartimientos; la alimentación en fase líquida y el permeado en fase vapor, donde este atraviesa la membrana debido a una diferencia de las presiones parciales.

El modelo matemático propuesto fue validado utilizando cuatro casos de estudio tomados de la literatura. La comparación del modelo propuesto con los datos experimentales presenta un ajuste satisfactorio.

Posteriormente se realizó un análisis estadístico con la ayuda de la herramienta STATGRAPHICS, con el fin de establecer las variables de operación que mayor influencia presentaban en el proceso de destilación con membranas al vacío. Este análisis permitió establecer las mejores condiciones para la concentración de bioetanol y así proponer el diseño preliminar de un modulo membranario para separar la totalidad de alcohol producido, a partir de caña de azúcar, en un fermentador de 1 m³.

Se concluye que el modelo planteado predice de manera satisfactoria el comportamiento de la transferencia de masa en la destilación con membranas y además se obtiene un factor de concentración 2,5 mayor que el de la alimentación

¹ Tesis de grado.

² Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química.
Director: Carlos Jesús Muvdi Nova. Codirector: Crisóstomo Barajas Ferreira.

ABSTRACT

TITLE: EXPOSITION OF A MATHEMATICAL MODEL FOR MASS TRANSFER IN THE PROCESS OF ETHANOL CONCENTRATION USING DISTILLATION WITH MEMBRANES³.

AUTHORS: OMAR ANDRES BENAVIDES PRADA⁴
CÉSAR AUGUSTO GUEVARA LASTRE²

KEYWORDS: vacuum membrane distillation, mathematical model, mass transfer, bioethanol, validation, membranes.

SUMMARY:

At present the biofuels production has been increasing due to demand that these have, however, it has the disadvantage of inhibiting microbial by product. The solution for this problem is the use of membrane distillation, because this allows the integration of fermentation and concentration process, with benefits like, an operation continuously at low temperatures, and thus avoid killing microorganisms.

It is proposed as a general objective: To develop and validate a mathematical model for mass transfer in vacuum membrane distillation process. In this process, it uses a membrane that acts as a barrier that separates two compartments, the food in liquid phase and the permeate in vapor phase, where it crosses the membrane due to a difference of partial pressures.

The proposed mathematical model was validated using studies four case from the literature. The comparison of the proposed model with experimental data shows a satisfactory adjustment.

Then a statistical analysis was performed with the help of the STATGRAPHICS tool, in order to establish the operating variables that had greater influence in the process of vacuum membrane distillation. This analysis allowed to establish the best conditions for the concentration of bioethanol and thus to propose a preliminary design of a module with membrane to separate all alcohol produced from sugar cane, in a 1 m³ fermenter.

The proposed model satisfactorily predicts the behavior of mass transfer in membrane distillation and also yields a concentration factor of 2.5 greater than the supply was concluded.

³ Degree Thesis.

⁴ Physical-Chemistry Engineerings Faculty. Chemical Engineering school.
Director: Carlos Jesús Muvdi Nova. Codirector: Crisóstomo Barajas Ferreira.

INTRODUCCIÓN

La producción de biocombustibles a nivel mundial ha venido en aumento en los últimos años debido al interés de disminuir los efectos que los combustibles fósiles tienen sobre el medio ambiente. El bioetanol es el biocombustible más estudiado. Esto ha permitido mejorar sus procesos de producción, pero aún falta por hacer, uno de los principales problemas en la producción de bioetanol es la inhibición microbiana debido al alcohol generado; disminuyendo la eficiencia del proceso. Para solucionar dicho inconveniente, se ha planteado la aplicación de tecnologías con membranas como alternativa de separación en continuo del alcohol producido.

En este trabajo, se busca modelar el proceso de destilación con membranas al vacío para, mezclas ideales etanol-agua. El modelo se planteó utilizando MATLAB 6.2 como herramienta computacional y su validación se realizó por medio de datos experimentales reportados en la literatura.

Posteriormente, se estudia la influencia de las diferentes variables de operación en el proceso de concentración y se determinaron las mejores condiciones de operación para este; para ello, se realiza un diseño de experimentos utilizando la herramienta estadística computacional STATGRAPHICS Centurion XV.II.

Finalmente, gracias al diseño de experimentos, se propone el diseño preliminar de un módulo membranario y las condiciones de operación que permitan obtener un mayor flujo de etanol, con la mejor concentración, utilizando la destilación con membranas al vacío como técnica de separación.

Este trabajo hace parte de un proyecto de colaboración Universidad Industrial de Santander-Instituto Tecnológico de Veracruz (México); cuyo objetivo es el estudio

del proceso de producción de etanol anhidro a partir de yuca amarga integrando tecnologías con membranas.

1. MARCO TEÓRICO.

Una membrana es una barrera semipermeable que evita el contacto directo entre dos fases [1]. La corriente que atraviesa la membrana se le denomina permeado o filtrado, y al flujo que no logra traspasarla se le conoce como retenido o concentrado. La destilación membranaria consiste en la separación de dos o más sustancias de una mezcla líquida, donde el permeado atraviesa la membrana en estado vapor debido a un gradiente de presión parcial. La Figura 1 muestra el esquema general del proceso de destilación con membranas, el cual se puede llevar a cabo en diferentes configuraciones: destilación en contacto directo (DCMD), destilación con gap de aire (AGMD), destilación con gas de arrastre (SGMD) y destilación al vacío (VMD). Estas técnicas se diferencian en la forma como se recupera el permeado: para la DCMD el permeado se recupera utilizando una fase líquida, para la AGMD utilizando una placa fría en el lado del permeado, para la SGMD con una corriente de gas inerte y para la VMD aplicando vacío en el lado del permeado.

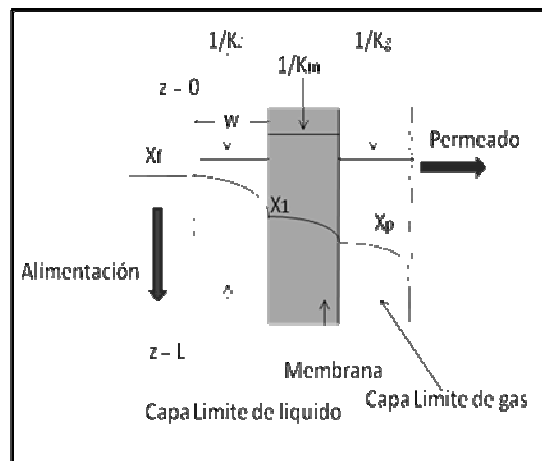


Figura 1. Esquema del proceso de destilación con membranas

La transferencia de masa en la destilación con membranas puede ser descrita utilizando el modelo de resistencias [2] [3], el cual, establece que el flujo de permeado pasa a través de tres zonas diferentes (ver Figura 1): la capa de límite de líquido en el lado de la alimentación, al interior de la membrana y la capa límite de gas formada en el permeado. La resistencia en cada zona se define como el inverso del respectivo coeficiente de transferencia de masa.

En la destilación con membranas al vacío, el permeado es recuperado aplicando presión de vacío en este lado de la membrana. Debido a la ausencia de gas de arrastre en el permeado, se asume que la capa límite es despreciable. Solamente se analiza la resistencia impuesta al flujo a través de la capa límite de líquido en el lado de la alimentación y al interior de la membrana.

Para el modelo matemático se plantean las siguientes consideraciones:

- Transferencia de masa en estado estacionario.
- La temperatura en la interfase líquido-membrana, que es la temperatura de alimentación. No se tendrá en cuenta el fenómeno de polarización de temperatura (fenómeno que consiste en la formación de un gradiente de temperatura en la capa límite de líquido [4]).
- En la interfase líquido-membrana se realiza la evaporación de los compuestos volátiles; allí se alcanza el equilibrio líquido-vapor [5].
- El transporte de masa a través de la membrana está dado por el fenómeno difusivo de Knudsen. Se desprecia la difusión molecular en el material de la membrana y los efectos viscosos al interior de los poros [1] [5].
- Los flujos de vapor de agua y etanol a través de la membrana son independientes, en este sentido; no hay interacción entre las moléculas de ambas sustancias [6].
- Se considera una distribución homogénea de los poros en toda la superficie la membrana [6].

A partir de las consideraciones anteriores, se procede a describir las ecuaciones que representan la transferencia de masa en el proceso.

1.1 BALANCE DE MASA

En el proceso de destilación con membranas al vacío, el balance de masa para cada uno de los componentes está dado por medio de las siguientes ecuaciones diferenciales [5]:

$$\text{Para el lado de la alimentación: } \frac{dn_{f,k}}{dz} = -N_k w \quad ; \quad k = i, j \quad (1)$$

$$\text{Para el lado del permeado: } \frac{dn_{p,k}}{dz} = N_k w \quad ; \quad k = i, j \quad (2)$$

Donde $n_{f,k}$ y $n_{p,k}$ son los flujos molares de cada componente en el lado de la alimentación y en el permeado respectivamente; z es la longitud y w el ancho de la membrana.

1.2 TRANSFERENCIA DE MASA EN LA CAPA LÍMITE DE LÍQUIDO.

El flux de etanol a través de la capa límite se presenta gracias al gradiente de fracción molar existente entre la corriente principal de alimentación y la interfase líquido membrana. La ecuación que representa el transporte de masa es la siguiente:

$$N_i = \frac{(X_{if} - X_{il})}{R_i} \quad (3)$$

Donde, N_i es el flux de etanol, X_{if} y X_{ia} son las fracciones molares en el seno de alimentación y en la interfase líquido-membrana respectivamente. R_i es la resistencia al transporte en la capa límite:

$$R_i = \frac{1}{\rho \cdot K_i} \quad (4)$$

Donde, ρ es la densidad molar promedio de la mezcla y K_i es el coeficiente de transferencia de masa del etanol en la capa límite de líquido, el cual, está definido por la ecuación 5:

$$K_i = \frac{D_{ea} \cdot Sh}{Dh} \quad (5)$$

Donde, D_{ea} es la difusividad del etanol en el agua [7], Dh es el diámetro hidráulico de la membrana y Sh es el número de Sherwood. Este número adimensional se puede determinar por medio de una correlación semi-empírica entre el número de Reynolds (Re) y el número de Schmidt (Sc) [8].

$$Sh = 0,032 \cdot Re^{0,8} \cdot Sc^{0,33} \quad (6)$$

1.3 TRANSFERENCIA DE MASA A TRAVÉS DE LA MEMBRANA.

La transferencia de masa se presenta gracias al gradiente de presión parcial existente a cada lado de la membrana, el cual es la fuerza impulsora para el transporte, debido a que en la interfase líquido-membrana ocurre la vaporización.

$$N_k = \frac{(P_{k1} - P_{kp})}{R_{mk}} ; K = i, j \quad (7)$$

Donde, N_k es el flux para cada componente, P_{k1} y P_{kp} son las presiones parciales, tanto para el etanol como para el agua, en la interfase líquido-membrana y en el lado del permeado respectivamente, R_{mk} es la resistencia al transporte a través de la membrana para el etanol y el agua.

$$R_{mk} = \frac{\sqrt{M_k}}{K_m} \quad (8)$$

Donde, K_m es el coeficiente de transferencia de masa a través de la membrana y M_k es el peso molecular de cada componente.

A través de la membrana, la transferencia de masa está dada únicamente por fenómeno difusivo de Knudsen; el cual, se presenta cuando las interacciones de moléculas-pared de la membrana, son más significativas que las interacciones molécula-molécula. Investigaciones anteriores [9], han demostrado que el mecanismo difusivo de Knudsen es de mayor relevancia en el proceso de destilación con membranas, comparado con otros fenómenos difusivos.

El mecanismo de difusión se refleja en la determinación del coeficiente de transferencia de masa a través de la membrana. Para una difusión del tipo Knudsen, K_m se representa por medio de la siguiente ecuación [10].

$$K_m = \frac{4 \cdot \epsilon \cdot dp}{3 \cdot \tau \cdot Em \cdot \sqrt{2 \pi \cdot R \cdot T}} \quad (9)$$

El coeficiente de transferencia de masa a través de la membrana es igual tanto para el etanol como para el agua, debido, a que solo depende de la temperatura (T), y de las características geométricas de la membrana: porosidad (ϵ), tortuosidad (τ), diámetro de lo poro (dp) y espesor (Em). R es la constante universal de los gases. La tortuosidad se determinó por medio de la siguiente relación [4].

$$\tau = \frac{1}{\epsilon} \quad (10)$$

Las presiones parciales, en la interfase líquido-membrana y en el permeado, se pueden expresar de la siguiente manera [11]:

$$P_{k1} = \gamma_k \cdot p_k^s \cdot X_{k1} \quad (11)$$

$$(12)$$

$$P_{kp} = Y_{kp} * P_p$$

Donde γ_k es el coeficiente de actividad y p_k^s la presión de saturación. Y_{kp} es la fracción molar en el lado del permeado y P_p la presión de vacío.

El coeficiente de actividad, tanto para el etanol y como para el agua, se cálculo utilizando el método NRTL [12] [13].

$$\ln \gamma_l = x_k^2 \left[\tau_{kl} \left(\frac{G_{kl}}{x_l + x_k G_{kl}} \right)^2 + \frac{\tau_{lk} G_{lk}}{(x_k + x_l G_{lk})^2} \right] \quad (13)$$

Las presiones de saturación se obtuvieron por medio de la ecuación de Antoine [14].

$$P_k^s = \exp \left(A_k - \frac{B_k}{T + C_k} \right) \quad (14)$$

Todas las propiedades fisicoquímicas de los compuestos se tomaron del manual del ingeniero químico [15].

Para la solución del modelo matemático se siguió el diagrama de flujo mostrado en la Figura 2; utilizando el método de diferencias finitas con MATLAB 6.2 como herramienta computacional.

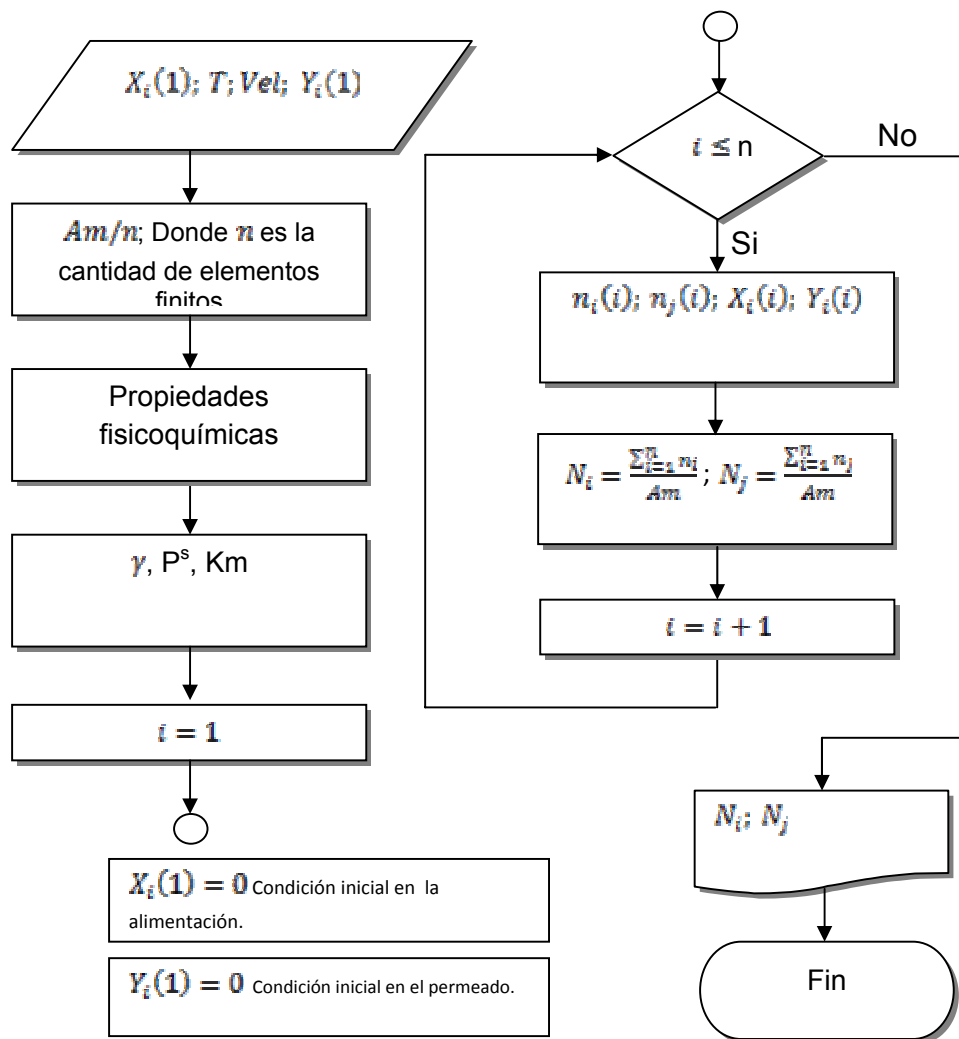


Figura 2. Diagrama de flujo planteado para la solución del modelo matemático propuesto en el presente estudio

2. VALIDACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

Antes de proceder con la validación del modelo propuesto se determinó el número de etapas mínimas para el cálculo numérico por diferencias finitas; de manera a evitar que los cálculos a realizar dependan de este parámetro externo al proceso.

2.1 NÚMERO DE ETAPAS PARA EL CÁLCULO POR DIFERENCIAS FINITAS.

El número de diferencias finitas se determinó evaluando el porcentaje de variación para cada una de las variables de respuesta del proceso estudiado (flux de etanol, flux de agua y fracción másica) en función del número de divisiones a lo largo de la membrana (# de etapas).

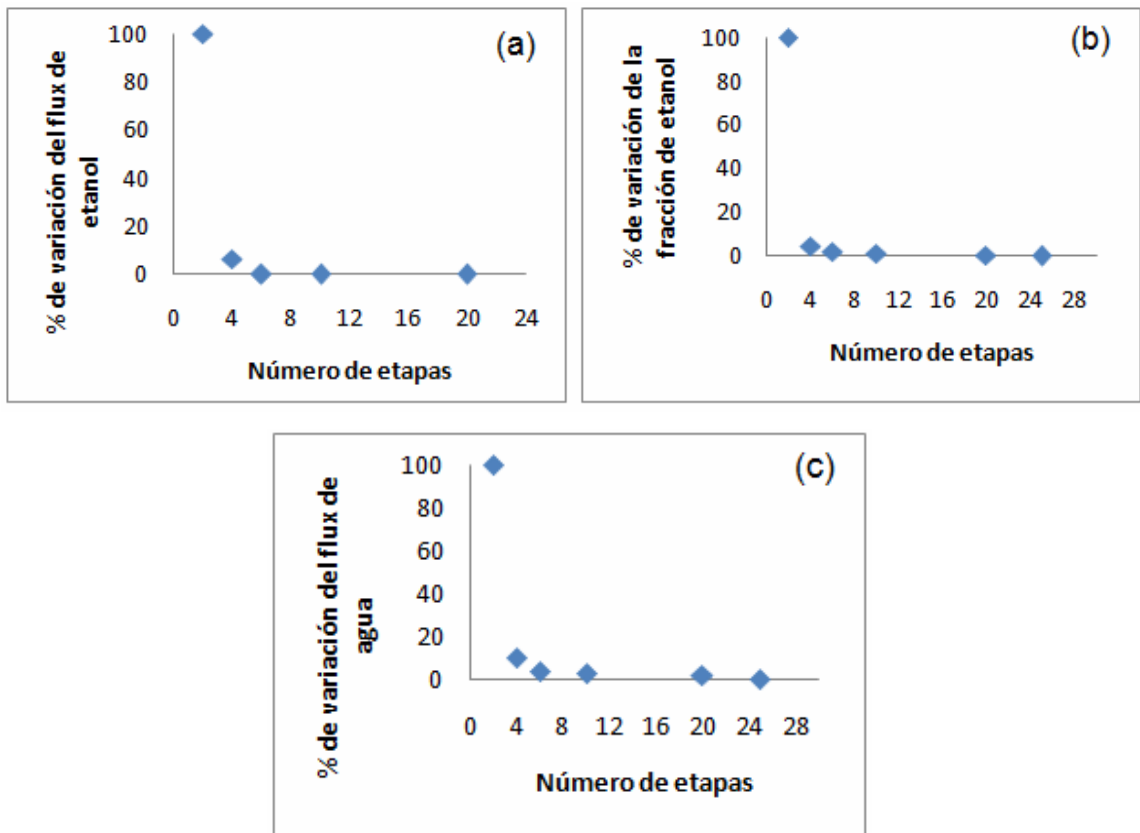


Figura 3. Porcentaje de variación Vs número de etapas. (a) Flux de etanol. (b) Fracción de etanol. (c) Flux de agua

En la Figura 3 se observa que a partir de 25 etapas para todos los variables de respuestas estudiadas (flux de etanol, flux de agua y fracción másica), el porcentaje de variación es inferior al 1 %, obteniendo como resultado que a partir de este número de divisiones no hay gran variación en los parámetros estudiados, pero con el fin de mantener esa variación constante; se dividió la membrana en 50 elementos.

2.2 VALIDACIÓN

En la validación del modelo matemático se emplearon cuatro casos de estudio reportados en la bibliografía [9] [12] [16] [17]. En la Tabla 1 se muestran las publicaciones utilizadas.

Tabla 1. Casos de estudio utilizados para la validación del modelo matemático.

Caso I	M.A. Izquierdo-Gil, G. Jonnson. Factors affecting flux and ethanol separation performance in vacuum membrane distillation (VDM). Journal of Membrane Science 214 (2003) 113-130.
Caso II	G.C. Sarti, C. Gostoli, S. Bandini. Extraction of organic components from aqueous streams by vacuum membrane distillation. Journal of Membrane Science 80 (1993) 21-33
Caso III	Kevin W. Lawson, Douglas R. Lloyd. Membrane distillation. I. Module desing and performance evaluation using vacuum membrane distillation. Journal of Membrane Science 120 (1996) 111-121.
Caso IV	V. Soni, J. Abildskov, G. Jonsson, R. Gani. Modeling and analysis of vacuum membrane distillation for recovery of volatile aroma compounds from black currant juice. Journal of Membrane Science 320 (2008) 442-455

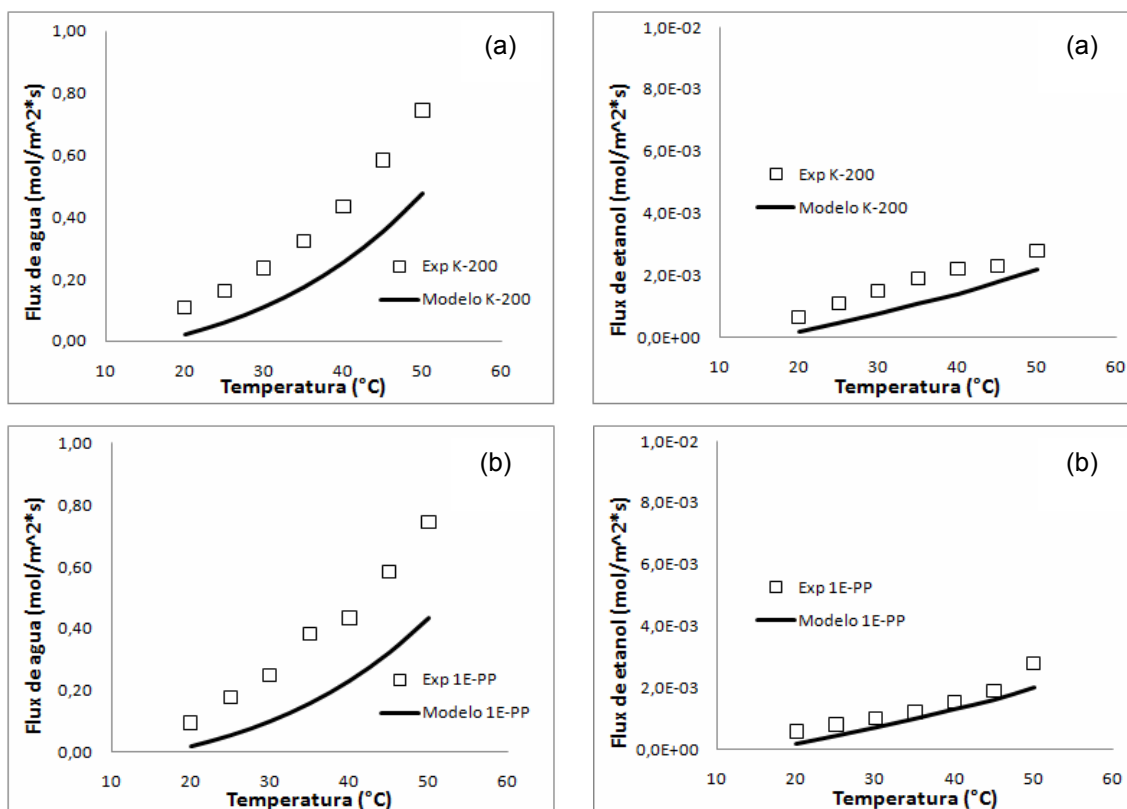
2.2.1 Caso de estudio I.

Para este caso de estudio, Izquierdo-Gil y Jonnson ensayaron tres membranas planas diferentes; sus características se resumen en la tabla 2.

Tabla 2. Membranas utilizadas en el caso de estudio I.

Membrana	Diámetro de poro (m)	Espesor (m)	Porosidad	Área (m)
K-200	$2,00 \times 10^{-07}$	$2,43 \times 10^{-04}$	0,9	$3,75 \times 10^{-03}$
1E-PP	$1,00 \times 10^{-07}$	$9,40 \times 10^{-05}$	0,8	$3,75 \times 10^{-03}$
PDVF	$2,00 \times 10^{-07}$	$1,16 \times 10^{-04}$	0,75	$3,75 \times 10^{-03}$

La Figura 4 se muestra el comportamiento del flux de agua y etanol con la temperatura de alimentación comparando los resultados del modelo planteado con los reportados por los autores.



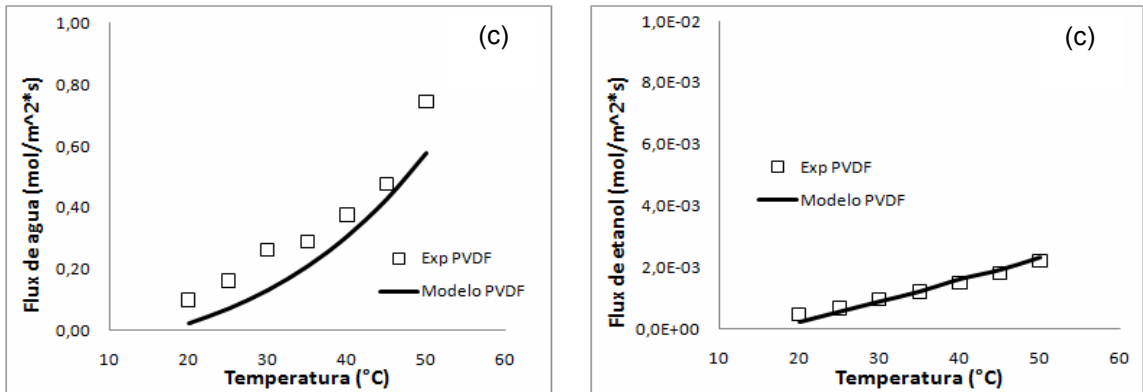


Figura 4. Flux molar de agua y etanol Vs. Temperatura de alimentación. Fracción de alimentación: 0,25% en peso. Velocidad de alimentación: 2,65 m/s. Presión de vacío: 2000 Pa. (a) Membrana K-200, (b) Membrana 1E-PP, (c) Membrana PVDF.

De la Figura 4 se observa que el modelo presenta un ajuste satisfactorio; siendo mejor para la membrana PVDF. Cabe resaltar que esta membrana ofrece la menor resistencia al flujo, puesto que la relación entre sus parámetros geométricos (diámetro de poro, porosidad, tortuosidad y espesor) favorece el coeficiente de transferencia de masa a través de la membrana.

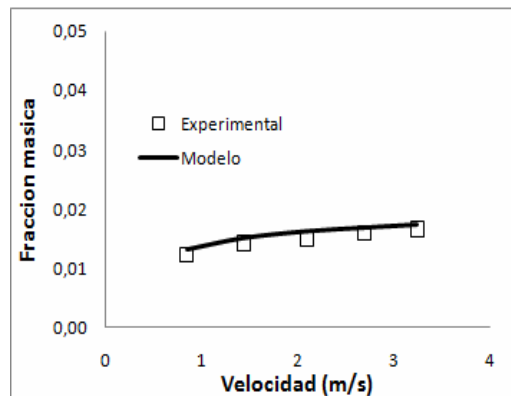


Figura 5. Fracción másica de etanol en el lado del permeado Vs. Velocidad de alimentación. Fracción másica de etanol en la alimentación: 0,25% en peso. Temperatura de alimentación: 30°C. Presión de vacío: 2000 Pa. Membrana PVDF.

La Figura 5 representa la variación de la fracción de etanol respecto a la velocidad de alimentación para la membrana PVDF (el caso se estudio I reporta la fracción de alcohol en el permeado unicamente para esta membrana). Al igual que para los flux de agua y etanol, la simulación presenta un buen ajuste a los datos experimentales reportados por Izquierdo-Gil y Jonsson.

2.2.2 Caso de estudio II.

Este caso de estudio los autores Sarti et al., ensayaron una membrana de fibra hueca. Esta membrana es una aglomeración de pequeñas fibras; las características de la membrana, que se muestran en la Tabla 3, hacen referencia al espesor, diámetro de poro y porosidad de cualquiera de las fibras que conforman la membrana.

Tabla 3. Membrana utilizada en el caso de estudio II.

Membrana	Diámetro de poro (m)	Espesor (m)	Porosidad	Área (m)
Celgard X-20	$3,00 \times 10^{-08}$	$2,50 \times 10^{-05}$	0,35	$5,00 \times 10^{-06}$

La Figura 6 muestra el comportamiento de la fracción másica de alcohol en el permeado respecto al número de Reynolds en la alimentación.

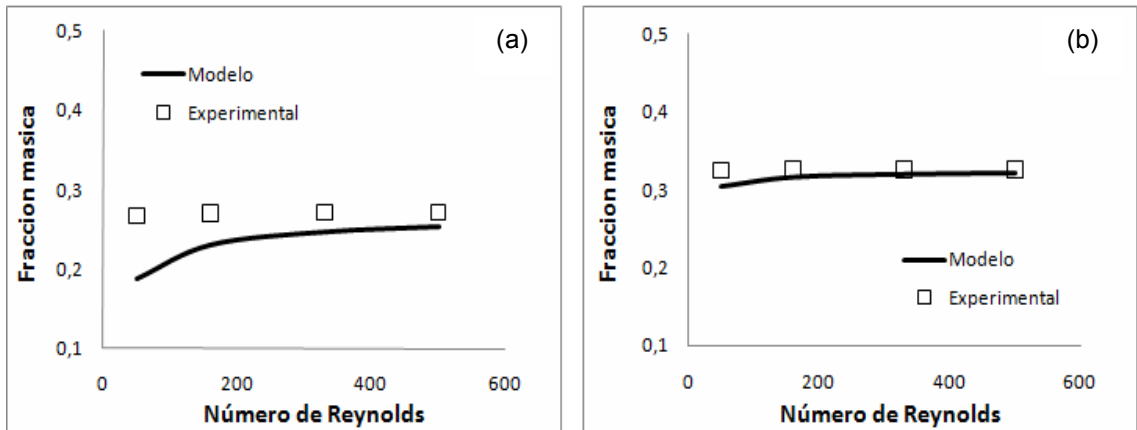


Figura 6. Fracción másica de etanol en el lado del permeado Vs. Número de Reynolds. Fracción másica de etanol en la alimentación: 5% en peso. Temperatura de alimentación: 35°C. (a) Presión de vacío: 2600 Pa, (b) Presión de vacío: 6000 Pa.

Como se observa en la Figura 6, los resultados obtenidos con el modelo propuesto concuerdan satisfactoriamente con los reportados experimentalmente por Sarti et al. se resalta, que el modelo exhibe una mejor predicción para Reynolds mayores a 200. Esto se puede explicar debido a que el coeficiente de transferencia fue calculado por medio de una expresión empírica, la cual puede presentar cierta diferencia con el fenómeno real; por lo tanto, para Reynolds bajos, donde el coeficiente de transferencia de masa es de mayor importancia en el proceso (un incremento en la velocidad disminuye la contribución del coeficiente de transferencia en la capa límite, ya que el espesor de la capa de líquido es bastante pequeño), se evidencia un menor ajuste con los datos experimentales.

2.2.3 Caso de estudio III.

En este caso de estudio, Lawson y Lloyd realizaron experimentos para tres membranas planas; sus características se resumen en la Tabla 4.

Tabla 4. Membranas utilizadas en el caso de estudio III.

Membrana	Diámetro de poro (m)	Espesor (m)	Porosidad	Área (m)
3MA	$2,00 \times 10^{-07}$	$9,10 \times 10^{-05}$	0,66	$9,75 \times 10^{-04}$
3MB	$4,00 \times 10^{-07}$	$8,10 \times 10^{-05}$	0,76	$9,75 \times 10^{-04}$
3MC	$5,10 \times 10^{-07}$	$7,60 \times 10^{-05}$	0,79	$9,75 \times 10^{-04}$

Lawson y Lloyd inicialmente hicieron pruebas utilizando agua pura como alimentación; estos resultados se muestran en la Figura 7.

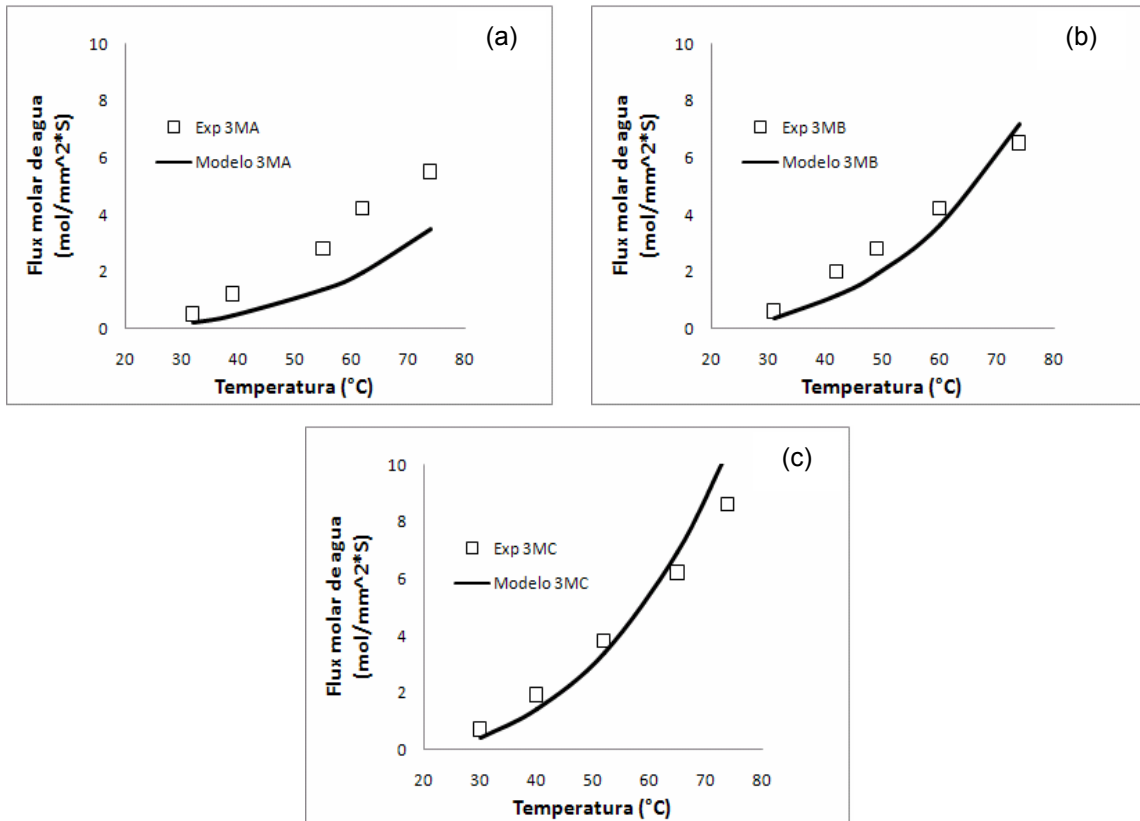


Figura 7. Flux molar de agua Vs. Temperatura de alimentación. Fracción de etanol en la alimentación: 5% en peso. Velocidad de alimentación: 1,587 m/s. Presión de vacío: 3000 Pa. (a) Membrana 3MA, (b) Membrana 3MB, (c) Membrana 3MC.

De la Figura 7 se observa que el modelo se aproxima convenientemente a los datos experimentales. Para las membranas 3MB y 3MC se evidencia una menor desviación; dichas membranas exponen menor resistencia al flujo, en comparación con la membrana 3MA. Este comportamiento es similar al exhibido en el caso de estudio I por la membrana PVDF; la cual presenta igualmente el mayor coeficiente de transferencia de masa, por lo tanto, un mejor ajuste a los datos reales.

En este mismo artículo, Lawson y Lloyd realizaron pruebas con mezclas etanol-agua al 5% en peso a distintas temperaturas, únicamente para la membrana 3MC; donde, solo se reporta la concentración de etanol en el permeado. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 8.

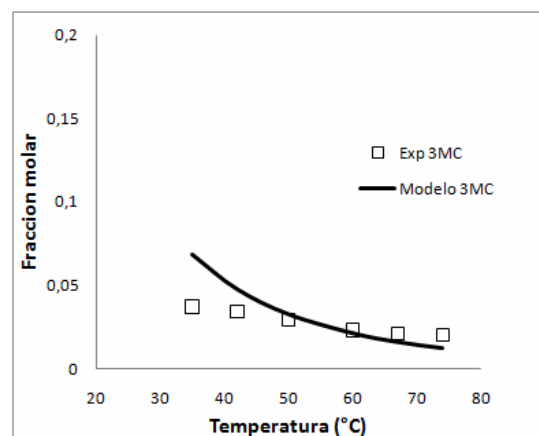


Figura 8. Fracción molar de etanol en el lado del permeado Vs. Temperatura de alimentación. Fracción de etanol en la alimentación: 5% en peso. Velocidad de alimentación: 1,587 m/s. Presión de vacío: 2000 Pa. Membrana 3MC.

La Figura 8 muestra que el modelo presenta un comportamiento similar con los datos experimentales, presentando una desviación para bajas temperaturas. Otra simulación reportada en la bibliografía [17], que también utiliza el caso de estudio

III para la validación del modelo matemático, presenta un alejamiento de los datos experimentales por debajo de 50 °C similar al alcanzado por el modelo propuesto en este trabajo. Esta discrepancia podría explicarse en el hecho que los experimentos realizados por los autores se hicieron con el tanque de alimentación abierto, como consecuencia, se pudieron generar pérdidas por evaporación del etanol, lo que condujo a que la corriente de alimentación en la membrana contenía una menor fracción de etanol a la reportada realmente, disminuyendo así la concentración real en el permeado.

2.2.4 Caso de estudio IV.

Se realizó la comparación del modelo propuesto (un modelo sencillo), con otro trabajo de simulación presentado por Soni et al., el cual, presenta mayor complejidad (31 ecuaciones con 145 variables). Las características de la membrana estudiada se muestran en las Tabla 5.

Tabla 5. Características de la membrana utilizada en el caso de estudio IV.

Membrana	Díámetro de poro (m)	Espesor (m)	Porosidad	Área (m)
3MC	$5,10 \times 10^{-07}$	$7,60 \times 10^{-05}$	0,79	$9,75 \times 10^{-04}$

La Figura 9 compara los dos trabajos de simulación. Se observa que la simulación propuesta ofrece un comportamiento similar al modelo de mayor complejidad.

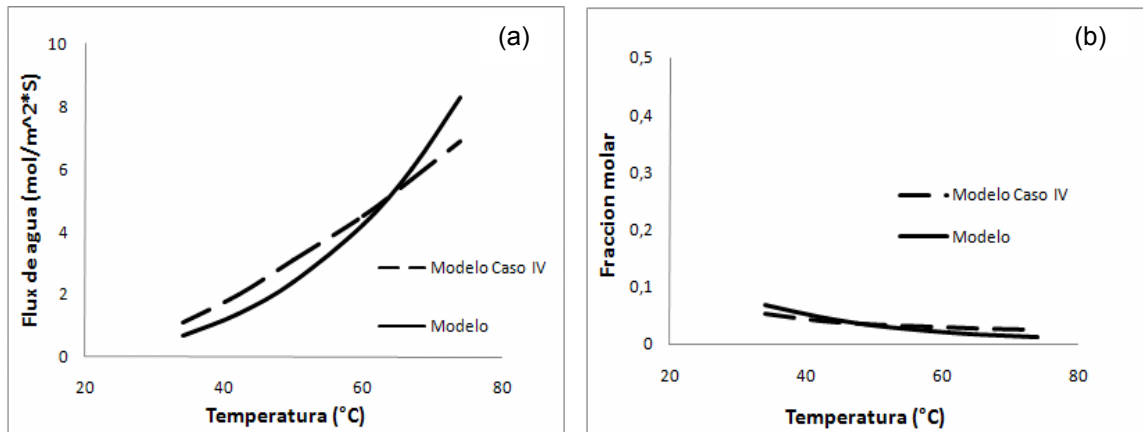


Figura 9. Comparación del modelo planteado con la simulación expuesta en el caso de estudio IV. Fracción de etanol en la alimentación: 5% en peso. Velocidad de alimentación: 1,587 m/s. Presión de vacío: 2000 Pa. (a) Flux molar de agua Vs. Temperatura de alimentación. (b) Fracción molar de etanol en el lado del permeado Vs. Temperatura de alimentación.

El modelo propuesto en el caso de estudio IV, acopla la transferencia de masa y de energía, además, tiene en cuenta los fenómenos de polarización de concentración y de temperatura. Así mismo, los autores consideran la difusión a través de la membrana como una contribución de tipo molecular, Knudsen y efectos viscosos.

En terminos generales, el modelo presentado en este trabajo se aproxima convenientemente a cada uno de los casos estudiados. La predicción que ofrece la simulación se ajusta mucho mejor para mezclas muy diluidas (0,025% en peso), aunque para mezclas de mayor concentración (5 % en peso) sigue presentando una buena cercanía al fenómeno real.

3. ANÁLISIS DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN

Con el fin de evaluar el efecto de las variables de operación sobre el proceso de concentración, se realizó un diseño de experimentos con la ayuda del programa estadístico STATGRAPHICS Centurion XV.II. Para ello, se evaluaron los parámetros especificados en la Tabla 6.

Tabla 6. Rangos de operación para los cuales se diseñaron los experimentos.

Presión (Pa)	Temperatura (°C)	Reynolds	Fracción	Diámetro (m)	Porosidad	Espesor (m)
2000-3000	38-51	800-1600	7×10^{-3} - 1,35 $\times 10^{-2}$	$1,02 \times 10^{-6}$ - $2,1 \times 10^{-6}$	0,42-0,67	$1,3 \times 10^{-4}$ - $1,85 \times 10^{-4}$

A resaltar que el rango del número de Reynolds es superior a la condiciones de validación del modelo matemático. Esto se consideró debido a que el modelo muestra una mejor predicción para mayores regímenes de flujo; siempre y cuando el sistema mantenga en régimen laminar (Reynolds de 800 a 1600 todavía se encuentran lejos del límite superior del régimen laminar que es 2300). Dicha consideración habrá que comprobarse en estudios posteriores.

Para el análisis de los resultados se tomaron como variables de respuesta el flux total, y la fracción másica de etanol en el lado del permeado. Todas las graficas mostradas en este apartado fueron elaboradas a través del programa STATGRAPHICS Centurion XV.II.

3.1 FLUX TOTAL A TRAVÉS DE LA MEMBRANA

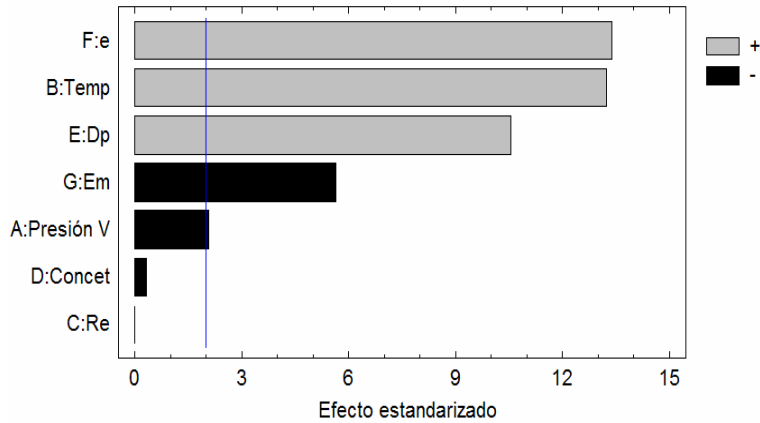


Figura 10. Diagrama de Pareto para el flux total a través de la membrana.

La Figura 10 presenta el diagrama de Pareto obtenido para el flux total a través de la membrana, en donde, se muestra que la temperatura de alimentación, porosidad de la membrana y diámetro de poro favorecen el flux a través de la membrana, mientras que el espesor de la membrana y la presión de vacío desfavorecen al flux de permeado.

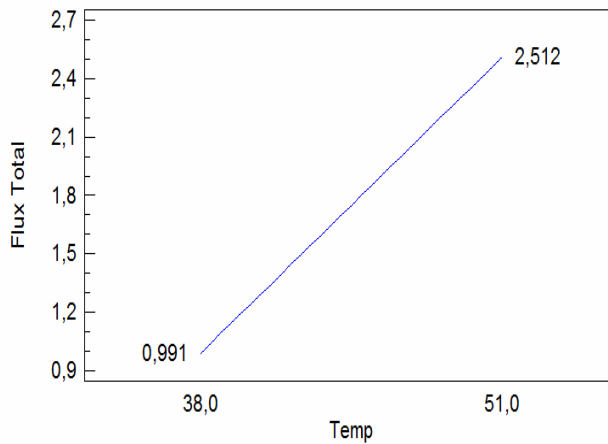


Figura 11. Influencia de la temperatura sobre el flux total a través de la membrana.

La Figura 11 muestra la influencia de la temperatura de alimentación sobre el flux. De ella se observa que el incremento en la temperatura favorece el flux. Esto se debe al aumento de la presión parcial, tanto para el agua como para el etanol, en la interfase líquido-membrana (mayor presión de saturación); lo cual se ve reflejado en un mayor gradiente de presión.

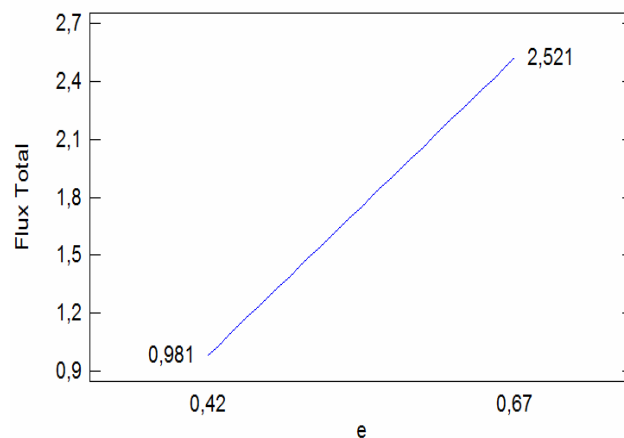


Figura 12. Influencia de la porosidad sobre el flux total a través de la membrana.

La Figura 12 presenta el efecto de la porosidad sobre el flux. Como se puede observar, el flux se beneficia con un aumento en la porosidad; ya que un mayor espacio vacío en la membrana brinda menor resistencia a la transferencia de masa, esto favorece el paso del agua y el etanol.

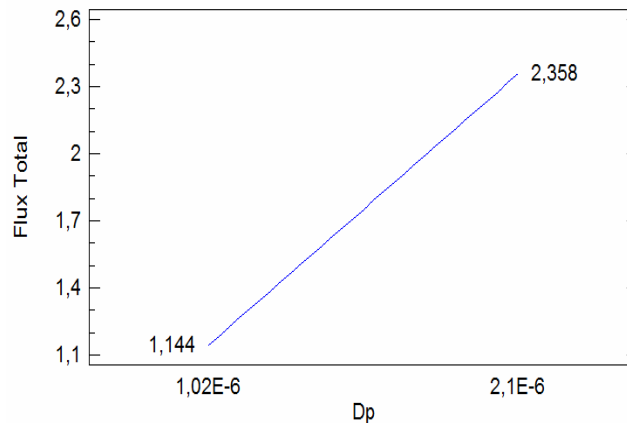


Figura 13. Influencia del diámetro de poro sobre el flux molar total a través de la membrana.

La Figura 13 muestra el efecto del diámetro de poro sobre el flux. Según lo exhibido en la gráfica, un incremento del diámetro de poro favorece el flux de permeado; debido a que entre mayor sea el tamaño de los poros de la membrana, el coeficiente de transferencia de masa se beneficia, lo cual, se refleja en una menor resistencia al flujo.

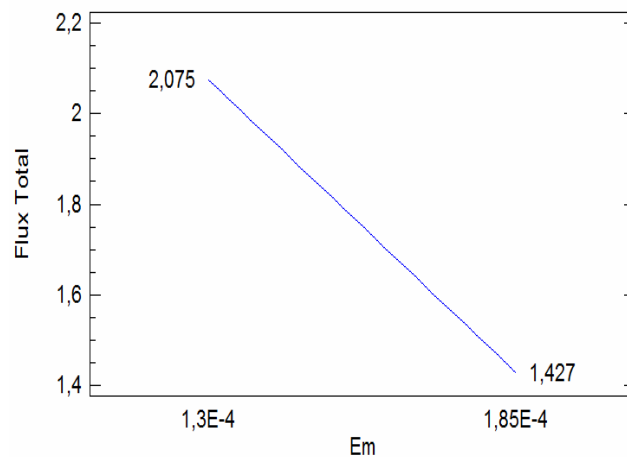


Figura 14. Influencia del espesor sobre el flux total a través de la membrana.

La Figura 14 presenta el efecto del espesor de la membrana sobre el flux. Como se muestra, entre mayor sea el espesor de la membrana, disminuirá el flux; esto

se debe a que un aumento en el grosor desfavorece el coeficiente de transferencia de masa a través de la membrana.

La Figura 15 muestra la influencia de la presión de vacío sobre el flux molar. Como se observa en la gráfica, entre mayor sea la presión de vacío el flux de permeado disminuye; ya que el gradiente de presión parcial decrece con el incremento de presión en el lado del permeado.

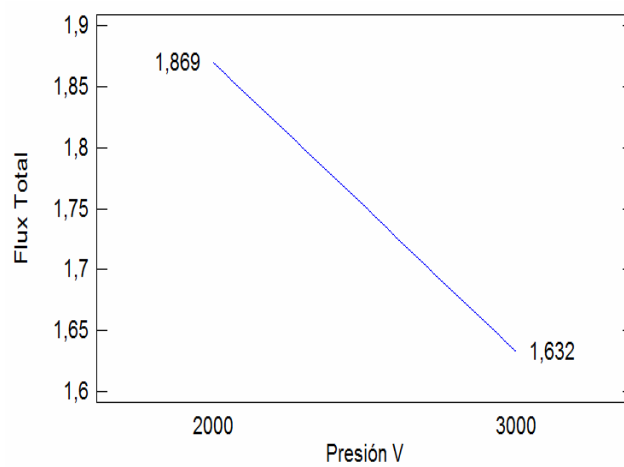


Figura 15. Influencia de la presión de vacío sobre el flux total a través de la membrana.

3.2 FRACCIÓN MÁSCICA DE ETANOL EN EL LADO DEL PERMEADO

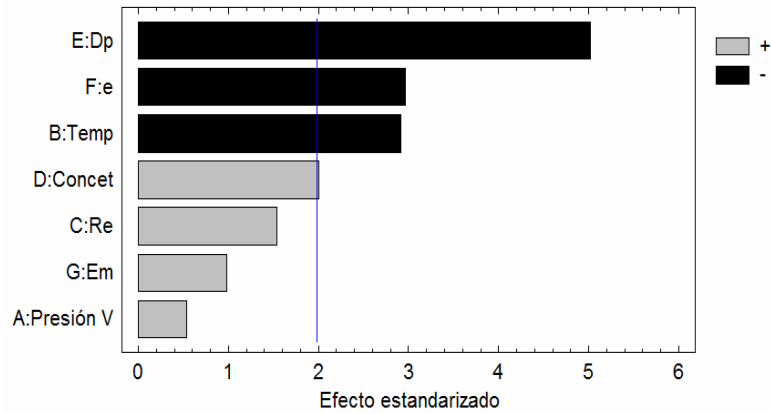


Figura 16. Diagrama de Pareto para la fracción másica de etanol en el lado del permeado.

La Figura 16 presenta el diagrama de Pareto obtenido para la fracción másica de etanol en el permeado. Un incremento en el diámetro de poro, la porosidad de la membrana y la temperatura de alimentación desfavorece el proceso de concentración. Por otro lado, la concentración de etanol en la alimentación beneficia la fracción del alcohol en el permeado.

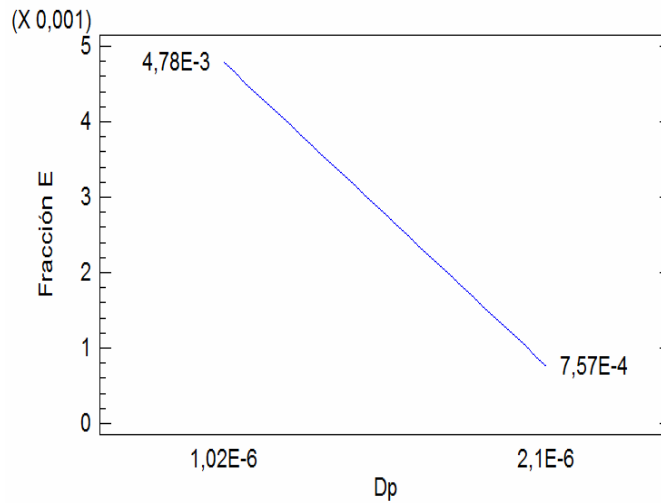


Figura 17. Influencia del diámetro de poro sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.

La Figura 17 muestra la influencia del diámetro de poro sobre la fracción másica de etanol en el permeado. Se observa que un aumento en el tamaño de poro disminuye el proceso de concentración; debido a que el coeficiente de transferencia de masa para el agua es beneficiado en mayor proporción que para el etanol, por lo tanto, el paso de alcohol a través de la membrana es menor.

La Figura 18 presenta el efecto de la porosidad sobre la fracción de etanol en el permeado. La gráfica muestra que el aumento de la porosidad disminuye la concentración del alcohol; ya que porosidades grandes disminuyen la resistencia a la transferencia de masa tanto para el agua como para etanol, pero el flux de agua se ve influenciado en mayor proporción que el flujo de alcohol; esto desfavorece el proceso de concentración.

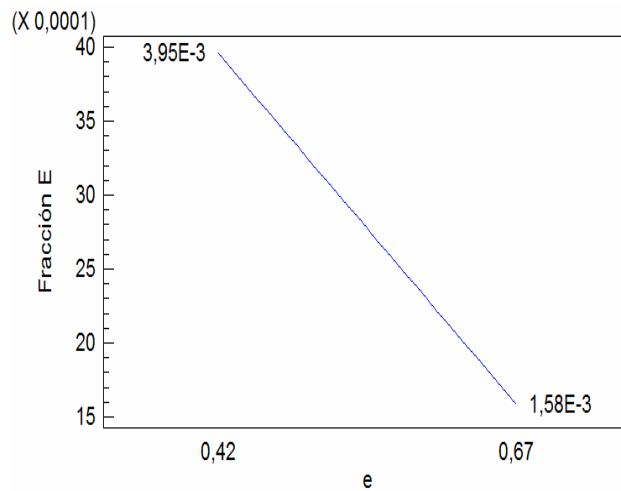


Figura 18. Influencia de la porosidad sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.

La Figura 19 muestra la influencia de la temperatura sobre el proceso de concentración. Se puede ver que el aumento en la temperatura desfavorece la concentración de etanol en el permeado; esto se produce debido a que el gradiente de presión parcial para el agua se ve beneficiado, mas significativamente respecto al etanol, con el incremento de temperatura.

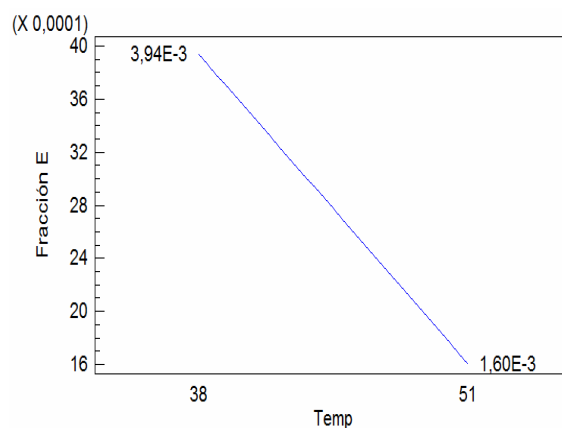


Figura 19. Influencia de la temperatura sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.

La Figura 20 presenta la influencia de la concentración de etanol en la alimentación sobre la fracción de alcohol en el permeado. Un mayor contenido de etanol beneficia el gradiente de presión parcial del etanol (relación de equilibrio, Ecuación 11), lo cual, genera un aumento en la concentración del permeado con la fracción de alcohol en la alimentación como el que se exhibe en la grafica .

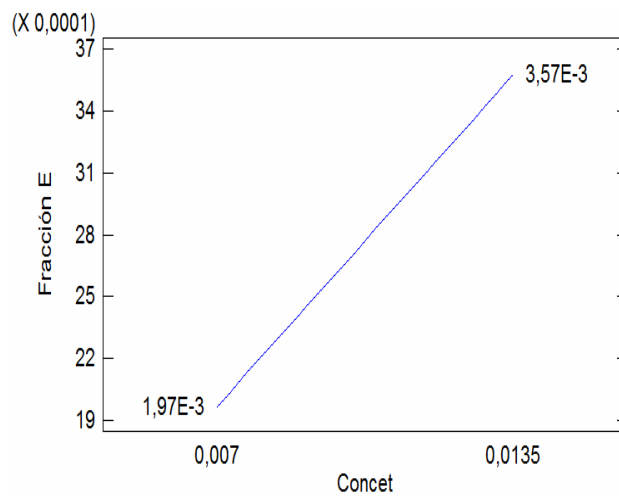


Figura 20. Influencia de la concentración sobre la fracción másica de etanol en el lado del permeado.

4. DISEÑO CONCEPTUAL DEL MÓDULO MEMBRANARIO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN FAVORABLES PARA EL PROCESO DE DESTILACIÓN CON MEMBRANAS AL VACÍO.

El principal objetivo en los trabajos de modelización es facilitar el diseño y/o la optimización del proceso simulado. Gracias a esto, es posible conocer, en un menor tiempo y con un costo menor, la influencia que las condiciones de trabajo tienen sobre las variables de proceso; y así establecer los mejores escenarios de diseño y operación.

En este apartado, se plantea un diseño preliminar de un módulo membranario que, permita obtener el mayor flux de etanol a través de la membrana con la mejor concentración posible de alcohol. Para ello, se utilizó el diseño de experimentos propuesto en el numeral anterior.

La Figura 21 muestra las fracciones y los flujos de etanol en el permeado para cada uno de los ensayos propuestos en el diseño de experimentos.

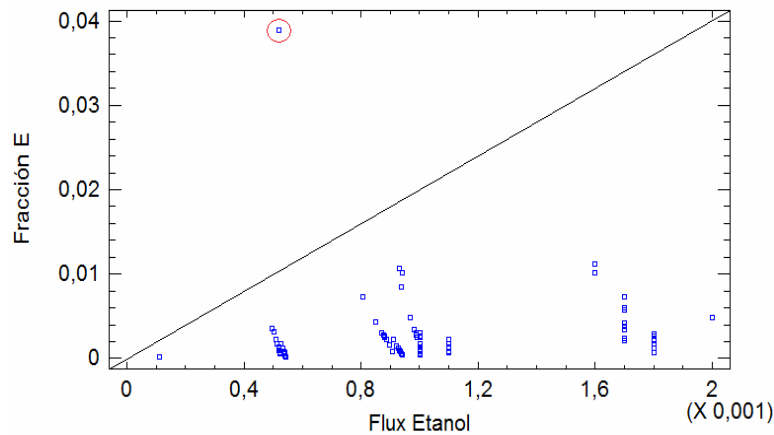


Figura 21. Fracción másica de etanol en el permeado Vs. Flux de etanol a través de la membrana. Diseño de experimentos.

En la mayoría de los puntos la fracción de etanol en el permeado no sobrepasa el 1% p/p; para estos resultados, las condiciones de operación utilizadas no serían las apropiadas para el diseño, ya que a bajas concentraciones se requiere mayor superficie membranaria para retirar el etanol; debido a la gran cantidad de agua que permea la membrana y es por esto que el costo de la membrana se incrementa con el área requerida.

Al diseñar el módulo membranario se busca maximizar el flujo de etanol a través de ella e igualmente la concentración de este en el permeado. Esto con el objeto de retirar rápidamente el etanol producido utilizando la menor superficie membranaria. Dichas condiciones se ven reflejadas en el punto que se encuentre mas cercano al vertice superior derecho de la Figura 16 (punto señalado en rojo); Los parámetros utilizados para este experimento se encuentran resumidos en la Tabla 7.

Tabla 7. Parámetros obtenidos para el mejor resultado en el diseño de experimentos.

Presión (Pa)	Temperatura (°C)	Reynolds	Diámetro (m)	Porosidad	Espesor (m)
2500	44	1200	$1,26 \times 10^{-08}$	0,54	$1,57 \times 10^{-04}$

El área membranaria que se necesita en el proceso de separación depende del flujo de etanol que se quiera recuperar en el lado del permeado.

Una ventaja de utilizar tecnología membranaria, es que el escalado de sus procesos se realiza en forma lineal. Por lo tanto, el área de membrana requerida para recuperar determinado flujo de etanol se puede calcular por medio de la siguiente relación:

$$Area = \frac{\text{Flujo de etanol a extraer}}{\text{Flux de etanol}} \quad (15)$$

Para el caso de la obtención de etanol a partir de caña de azúcar, la velocidad de producción del alcohol estimada, en procesos continuos y sin reflujo, es de aproximadamente 6 Kg/m³h [18]. Así mismo, se reporta que la concentración de etanol a la salida del fermentador es, en promedio, 10% p/p [18] [19] [20]. Luego, para un fermentador con una capacidad de 1 m³, se espera una producción de 0,13 Kmol/h (6Kg/h) de etanol.

De lo enunciado anteriormente, y para efectos de diseño, se fijan:

- Flujo de etanol a extraer del fermentador, 0,13 Kmol/h.
- Concentración de alimentación al módulo membranario igual a 10% p/p
- Condiciones de operación y características de la membrana resumidas en la Tabla 7

Además,

- Mezcla etanol-agua
- Módulo de fibra hueca, diámetro interno de $2,4 \times 10^{-4}$ m. Se plantea la configuración en fibra hueca debido a que comercialmente es la que ofrece mayor área membranaria.

De la simulación se obtuvo un flux de 0,0158 Kmol/h de etanol, con una concentración de 25,5% p/p en el permeado. El área requerida en este proceso, utilizando la ecuación 15, es:

$$Area = \frac{0,130 \text{ mol/h}}{0,0158 \text{ mol/m}^2 \text{ h}} = 8,3 \text{ m}^2$$

El área calculada solo brinda un estimativo de la que realmente se requiere para extraer todo el bioetanol producido, porque a la mezcla a la salida del fermentador, es una combinación de sustrato, levaduras, agua y etanol; la cual, no se comporta como una solución ideal, como la utilizada en la simulación. Así mismo, la concentración de etanol en la alimentación es más alta respecto a las utilizadas en la validación del modelo (hasta 5% p/p); es posible que para esta fracción (10% p/p), el modelo tenga una predicción algo alejada del proceso real, debido a los fenómenos de polarización de concentración y temperatura que pueden ser importantes para estas cantidades [4].

De estos resultados se observa que el área requerida puede ser suplida utilizando un solo módulo membranario, ya que comercialmente, empresas como *Romicon Cartridge* ofrece membranas de fibra hueca como los módulos HF-137-35-PMC [21] y HF 6043-97-43-PM50 [22], que brindan 12 y 9 m^2 de superficie membranaria respectivamente.

Las características para el modulo de membranas de fibra hueca como el tipo HF-137-35-PMC se presentan en la Tabla 8. La forma que tendría dicho módulo se aproximaría al mostrado en la Figura 22.

Tabla 8. Características del modulo de membranas comercial HF-137-35-PMC.

Longitud (m)	Diámetro del modulo (m)	# de Fibras
1,8	0,15	1200



Figura 22. Módulo de membranas de fibra hueca.

Tomado de la página web <http://www.kochmembrane.com/>

CONCLUSIONES

- El modelo para la transferencia de masa en la destilación con membranas al vacío fue validado satisfactoriamente para mezclas etanol-agua a bajas concentraciones (hasta 5% p/p) y para las condiciones experimentales reportadas en la bibliografía (diámetro de poro: 3×10^{-8} – $5,1 \times 10^{-7}$ m; espesor de la membrana: $2,5 \times 10^{-5}$ – $2,43 \times 10^{-4}$ m; porosidad: 0,35 – 0,9; temperatura de alimentación: 17-30 °C; presión de vacío: 2600 – 6000; Régimen de flujo: 50 – 600 Reynolds).
- Para un régimen de flujo por debajo de 50 Reynolds, se presenta una desviación respecto a la experimentación. Esto se debe al carácter empírico de la ecuación utilizada para calcular el coeficiente de transferencia de masa en el lado de la alimentación (ecuación 6). Sin embargo, esto no representaría un problema para las condiciones utilizadas en la realidad, ya que en ellas se trabaja con regímenes superiores; necesarios para disminuir la incidencia de los fenómenos de colmatación (taponamiento de los poros de las membranas).
- La destilación con membranas al vacío para bajas concentraciones, no requiere de sistemas de ecuaciones complejas (en comparación con robustos trabajos de simulación reportados en la bibliografía) para describir el comportamiento del proceso; evitándose con ello el aumento en los tiempos de cálculo. Esto se debe principalmente a que el fenómeno de polarización de temperatura no tiene gran influencia, lo que lleva a la simplificación del número de ecuaciones que describen el proceso (balances de energía). Por otro lado, considerar únicamente el fenómeno difusivo de Knudsen no mostró mayor discrepancia con la realidad.

- Los efectos que las diferentes variables de operación tienen sobre el flux a través de la membrana y la fracción en el permeado son descritos correctamente por el modelo propuesto.
- Se evaluó el diseño de un módulo membranario para condiciones de producción de etanol reportadas en la literatura; las cuales se encuentran dentro del rango de validación del modelo propuesto. Los resultados obtenidos muestran que separar el bioetanol producido a partir de caña de azúcar en un fermentador de 1m^3 , requiere de una superficie membranaria de $8,3\text{ m}^2$; área que es inferior a los módulos ofrecidos comercialmente.
- En el diseño del módulo membranario, el modelo igualmente predice un factor de concentración de etanol de más de 2,5 veces el valor de la alimentación (10% en peso). Este resultado evidencia que, además de realizar la extracción del etanol producido (evitando con ello la inhibición por producto), se está concentrando el producto extraído; disminuyendo los volúmenes a procesar en etapas posteriores (producción de alcohol anhidro). Esto favorece al proceso, puesto que permite menores costos por transporte, almacenamiento y/o procesamiento del producto.

PERSPECTIVAS

- Es necesario continuar la simulación del proceso de destilación con membranas al vacío, evaluando el efecto del fenómeno de polarización de temperatura; con el fin de abarcar un rango más amplio de concentraciones de alimentación en la mezcla etanol agua, donde la polarización tiene una mayor influencia.
- Por otro lado, es conveniente la modelización de las distintas configuraciones del proceso de destilación con membranas (principalmente destilación membranaria con gas de arrastre); y así realizar una comparación entre cada uno de los procesos.
- Es necesario tener en cuenta en el modelo matemático, los subproductos también generados durante la producción de bioetanol (ej. acetona), y con ello, establecer un diseño más acorde para la extracción de este alcohol producido a partir de fuentes renovables.
- Teniendo en cuenta que el biobutanol se perfila como un combustible de gran interés, ya que posee características parecidas a la gasolina con las ventajas que traen los biocombustibles, sería interesante el proponer un modelo matemático para la concentración de mezclas butanol-agua; y con ello plantear un diseño para la separación de dicho alcohol.

BIBLIOGRAFIA

- [1] Geankoplis C. J. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. 3 ed. México: Continental S.A., 1998. p. 425-473, 833-883.
- [2] C.K. Yeom, S.H. Lee, J.M. Lee, H.Y. Song. Modeling and Evaluation of Boundary Layer Resistance at Feed in the Permeation of Voc/N₂ Mixtures Through Pdms Membrane. *J. Membr. Sci.* 204 (2002) 303–322.
- [3] Bocquet S., Gascons Viladomat F., Muvdi Nova C., Sanchez J., Athes V., Souchon I. Membrane-Based Solvent Extraction of Aroma Compounds: Choice of Configurations of Hollow Fiber Modules Based on Experiments and Simulation. *J. Memb. S.* 281 (2006) 358–368.
- [4] García Payo M. Destilación en Membranas de Disoluciones Acuosas de Alcoholes, Ph.D. Tesis. Departamento de Física Aplicada I. Facultad de Ciencias Físicas, Universidad Complutense de Madrid. p. 73-98.
- [5] Soni V., Abildskov J., Jonsson G., Gani R. A General Model for Membrane-Based Separation Processes. *Computers and Chemical Engineering* 33 (2009) 644–659.
- [6] Martínez L., Florido-Díaz F.J., Hernández A., Prdanos P. Characterizations of three hydrophobic porous membranes used in distillation. Modeling and evaluation of their water vapor permeabilities. *J. Membr. Sci.* 203 (2002) 15-27.
- [7] Bird, Robert Byron; Stewart, Warren E.; Lightfoot, Edwin N. Fenómenos De Transporte: Un Estudio Sistemático De Los Fundamentos De Transporte De Materia, Energía Y Cantidad De Movimiento. 2 ed. México: Reverte, 1998. p. 530.
- [8] Kamalesh K., Winston Ho W. S. *Membrane Handbook*. 2 Ed. New York: Chapman & Hall, 1992. p. 278

- [9] Izquierdo-Gil M. A., Jonsson G. Factors Affecting Flux and Ethanol Separation Performance in Vacuum Membrane Distillation (VMD). *J. Memb. S.* 214 (2003) 113–130.
- [10] Bandini S., Saavedra A., Sarti G. C. Vacuum Membrane Distillation: Experiments and Modeling. *AIChE Journal.* 43 (1997) 398-408.
- [11] Diban N., Voinea O. C., Urtiaga A., Ortiz I. Vacuum Membrane Distillation of the Main Pear Aroma Compound: Experimental Study and Mass Transfer Modeling. *J. Memb. S.* 326 (2009) 64–75.
- [12] Sarti G., Gostoli C., Bandini S. Extraction of Organic Components from Aqueous Streams by Vacuum Membrane Distillation. *J. Membr. Sci.* 80 (1993) 21-33.
- [13] Tang Y., Li Z., Li Y. Salting Effect in Partially Miscible Systems of n-butanol-water and butanone-water 2. An Extended Setsche Now Equation and Its Application. *Fluid Phase Equilibria* 105 (1995) 241-258.
- [14] Smith J. M., Van Ness H. C., Abbott M. M. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.* 5 ed. Mexico: McGRAW-HILL, 1997. p. 529-530.
- [15] Perry R. H., Green D. W., Maloney J. O. *Perry Manual del Ingeniero Químico.* 3 ed. Mexico: McGraw-HILL, 1992. Seccion 3 p. 95-338.
- [16] Lawson K. W., Lloyd R. L. Membrane Distillation. I. Module Desing and Performance Evaluation Using Vacuum Membrane Distillation. *J. Memb. S.* 120 (1996) 111-121.
- [17] Soni V., Abildskov J., Jonsson G., Gani R. Modeling and Analysis of Vacuum Membrane Distillation for Recovery of Volatile Aroma Compounds from Black Currant Juice. *J. Memb. S.* 320 (2008) 442-455.
- [18] Kosaric, N. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry.* 5 ed. Weinheim: John Wiley & Sons, 1987. p. 587-653.
- [19] Bai F.W., Anderson W.A., Moo-Young M. Ethanol Fermentat7ion Technologies from Sugar and Starch Feedstocks. *Biotechnology Advances* 26 (2008) 89–105.

- [20] LIN Y., TANAKA S. Ethanol Fermentation from Biomass Resources: Current State and Prospects. Applied Microbiology Biotechnology 69 (2006) 627-642.
- [21] Koch Membrane systems, consultado el 21 de abril de 2010. Pagina web de la compañía Koch Membrane systems: <http://www.kochmembrane.com/pdf/0720255HF.pdf>
- [22] Koch Membrane systems, consultado el 21 de abril de 2010. Pagina web de la compañía Koch Membrane systems: <http://www.kochmembrane.com/pdf/0720274%206043-97-43-PM50.pdf>