

**ESTUDIO DEL MÉTODO DE DESTILACIÓN MEMBRANARIA CON GAS DE
ARRASTRE PARA RECUPERACIÓN DE ETANOL EN MEZCLAS ACUOSAS.**

RICARDO JAVIER COTAMO DE LA ESPREILLA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**

2012

**ESTUDIO DEL MÉTODO DE DESTILACIÓN MEMBRANARIA CON GAS DE
ARRASTRE PARA RECUPERACIÓN DE ETANOL EN MEZCLAS ACUOSAS.**

RICARDO JAVIER COTAMO DE LA ESPREILLA

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

Director:

CARLOS JESUS MUVDI NOVA

Ing. Químico, M.Sc., Ph.D.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

Dedico este trabajo a mis padres Miltón y Mónica, a mis familiares especialmente a mi abuela Blanca, gracias por su incondicional apoyo. A mi director Carlos, por darme la oportunidad de trabajar en este proyecto. A mi novia Isabel, a cada uno de mis amigos y maestros, gracias.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	11
METODOLOGÍA.....	15
<i>Estudio de los fenómenos de transferencia a partir de soluciones ideales</i>	<i>15</i>
<i>Planteamiento de un modelo matemático para la simulación de los fenómenos de transferencia de masa y energía utilizando soluciones ideales.....</i>	<i>17</i>
<i>Estudio del fenómeno de colmatación utilizando soluciones reales</i>	<i>17</i>
<i>Comparación de las dos técnicas de destilación membranaria evaluadas.....</i>	<i>18</i>
<i>Diseño conceptual del módulo membranario para el proceso de separación por destilación membranaria.</i>	<i>18</i>
MÉTODOS EXPERIMENTALES Y DE ANÁLISIS	19
<i>Piloto de laboratorio para SGMD.....</i>	<i>19</i>
<i>Permeabilidad</i>	<i>20</i>
• Soluciones ideales	20
• Soluciones reales	21
<i>Estudio de los fenómenos de transferencia partir de soluciones ideales.....</i>	<i>22</i>
• Membrana PTFE1	22
• Membrana PTFE2	23
<i>Estudio de los fenómenos de transferencia partir de soluciones reales.....</i>	<i>25</i>
<i>Planteamiento de un modelo matemático para la simulación de los fenómenos de transferencia de masa y energía utilizando soluciones ideales.....</i>	<i>28</i>
<i>Comparación de las dos técnicas de destilación con membranas evaluadas.</i>	<i>31</i>
<i>Diseño conceptual del proceso de separación más productivo a nivel industrial</i>	<i>33</i>
CONCLUSIONES	35
PERSPECTIVAS	36
BIBLIOGRAFÍA.....	37
ANEXOS.....	40
<i>Nomenclatura:.....</i>	<i>40</i>

LISTADO DE TABLAS

<i>Tabla 1. Características de las membranas utilizadas en este proyecto.....</i>	<i>16</i>
<i>Tabla 2. Tabla de variables a estudiar y sus respectivos niveles de estudio.....</i>	<i>16</i>
<i>Tabla 3. Equipos que conforman el piloto de SGMD (Figura 3).....</i>	<i>19</i>
<i>Tabla 4. Método de análisis y características del equipo de HPLC.....</i>	<i>21</i>
<i>Tabla 5. Variable y nivel seleccionado como los mejores parámetros de operación según la figura 11.....</i>	<i>25</i>
<i>Tabla 6. Ecuaciones de transferencia de masa utilizadas en el ajuste del modelo planteado para la configuración de gas de arrastre.</i>	<i>29</i>
<i>Tabla 7. Ecuaciones de transferencia de energía utilizadas en el ajuste del modelo planteado para la configuración de gas de arrastre.</i>	<i>30</i>
<i>Tabla 8. Datos experimentales y resultados teóricos con el modelo matemático planteado.</i>	<i>30</i>
<i>Tabla 9. Diferentes módulos membranarios y sus fabricantes.</i>	<i>34</i>

LISTADO DE LAS FIGURAS

<i>Figura 1. Destilación membranaria y sus diferentes configuraciones</i>	12
<i>Figura 2. Fases metodológicas de la propuesta de investigación.</i>	15
<i>Figura 3. Diagrama del piloto utilizado para el estudio de la técnica SGMD.</i>	19
<i>Figura 4. Curva de calibración obtenida con el Refractómetro Pocket de marca ATAGO®</i>	20
<i>Figura 5. Flux de etanol y de agua para la membrana PTFE1. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$</i>	22
<i>Figura 6. Fracción en peso de etanol en el permeado para la membrana de PTFE1. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$</i>	23
<i>Figura 7. Flux de agua y etanol para una membrana PTFE2. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$</i>	24
<i>Figura 8. Fracción en peso de etanol en el permeado para la membrana de PTFE2. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$</i>	24
<i>Figura 9. Fracción en peso de permeado Vs Flux de etanol de permeado. Con 10%p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$</i>	25
<i>Figura 10. Flux total de permeado con solución real al 10%p/p de etanol, 70°C, caudal de aire de $20 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, variando caudal de alimento (Caudal 1= $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$, Caudal 2=$37,83 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$).</i>	26
<i>Figura 11. Factores de concentración para los sistemas de destilación con membranas con gas de arrastre en serie.</i>	27
<i>Figura 12. Esquema del método de destilación con membranas con gas de arrastre. 1). Interfaz líquido- membrana, 2). Interfaz membrana- gas de arrastre.</i>	29
<i>Figura 13. Resultados de la comparación de las dos configuraciones (VMD: $T_a=40^\circ\text{C}$, $P_v=0,11 \text{ atm}$, membrana de PTFE de $D_p=0,2 \mu\text{m}$, A rayas: Ciclos de presurización de 5 min de presurización por cada 10 min de destilación. SGMD: $T_a=70^\circ\text{C}$, $Q_g= 20 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, membrana PTFE1. Las dos configuraciones utilizaron $Q_a= 37,83 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$, y una concentración del 10% p/p de etanol en alimento).</i>	32
<i>Figura 14. Acoplamiento del sistema de separación por membranas con gas de arrastre a nivel industrial.</i>	33

RESUMEN

Título: ESTUDIO DEL MÉTODO DE DESTILACIÓN MEMBRANARIA CON GAS DE ARRASTRE PARA RECUPERACIÓN DE ETANOL EN MEZCLAS ACUOSAS.*

Autor: Ricardo Javier Cotamo De la espreilla**

Palabras claves: Destilación con membranas, colmatación, Técnicas de separación no convencionales.

Descripción:

Este trabajo estudió la destilación por membranas con gas de arrastre (SGMD), como técnica promisoría para la integración del proceso de separación y fermentación en la industria del Bioetanol. La técnica de destilación membranaria con gas de arrastre se estudió a diferentes temperaturas (50 y 70 °C) y caudales de aire de arrastre (10 y 20 cm³.min⁻¹). Estos estudios se realizaron utilizando soluciones acuosas ideales y mostos fermentados (temperatura de 70 °C y un caudal de aire de arrastre de 20 cm³.min⁻¹), como solución alimento, todas al 10% p/p de etanol. Bajo estas condiciones se obtuvieron un flux total promedio de 1,6 kg.m⁻².h⁻¹ utilizando soluciones ideales y 0,96 kg.m⁻².h⁻¹ para mostos fermentados, con un factor de concentración promedio de 1,7 y 1,92, respectivamente. Las pruebas realizadas con mostos fermentados (soluciones reales), evidencian la capacidad para evitar la colmatación aumentando el caudal de alimento. Se realizó la comparación de las configuraciones SGMD y VMD (destilación membranaria al vacío). Con lo cual se concluyó que la ausencia de colmatación en la configuración SGMD (principal característica de selección) le da ventaja sobre la técnica VMD (según Barón, 2012, esta técnica presenta colmatación significativa). El diseño muestra que para un sistema fermentativo (para producción de etanol) de un volumen de 10 m³ se necesitan un promedio de 7 módulos comerciales (marca TARGA[®]) para la separación por SGMD; cuyo volumen no superaría 0,8 m³.

* Tesis de grado

** Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Ph.D. Carlos Jesús Muvdi Nova.

TITLE: APPLICATION OF SWEEPING GAS MEMBRANE DISTILLATION FOR ETHANOL RECOVERY FROM AQUEOUS SOLUTIONS.*

AUTHOR: Ricardo Javier Cotamo De la espreilla**

KEYWORDS: Membrane distillation, Bioethanol.

CONTENT:

This paper focuses on the application of sweeping gas membrane distillation (SGMD) as a promising technique for the integration of separation and fermentation processes in bioethanol industry. Sweeping gas membrane distillation (SGMD) was studied at different temperatures (range of 50 and 70°C) and a sweeping gas flowrate (range of 10 and 20 cm³.min⁻¹). These studies were carried out with ideal solutions and fermented solutions (feed temperature of 70°C and sweeping gas of 20 cm³.min⁻¹), all feed concentration were 10% wt. Under this conditions it was obtained average total flux of 1,6 kg.m⁻².h⁻¹ for ethanol-water solutions and 0,96 kg.m⁻².h⁻¹ for fermented ones; the average concentration factor of 1,7 and 1,92 respectively. The test made with fermented solutions evidence that increase feed flow can prevent fouling on membrane. The SGMD and VMD (Vacuum membrane distillation) comparison, concluded that absence of fouling on membrane at SGMD (principal characteristic of selection) is the main advantage over VMD technique (this technique showed fouling on membrane, Barón, 2012). The design shows that for fermentation system (for ethanol production) in a volume of 10 m³ will need an average of 7 commercial modules (brand TARGA ®) for separation SGMD, whose volume does not exceed 0.8 m³.

* Thesis

** Physicochemical Engineering Faculty. Chemical Engineering School. Director: Ph.D. Carlos Jesús Muvdi Nova.

INTRODUCCIÓN

El aumento en la demanda de los combustibles fósiles, su dificultad de extracción y su complejo procesamiento, promueve el alza constante en precios de la gasolina. Una de las soluciones de mayor aceptación en muchos países es la de oxigenar la gasolina al mezclarla con etanol (Madigan *et al*, 2002).

El etanol es producido industrialmente por fermentación, esencialmente en procesos batch; los cuales pueden durar entre 24 y 72 h, con temperaturas entre 6 y 65 °C (Mariscal Moreno, 2011). A medida que aumenta la concentración del etanol empieza a evidenciarse inhibición por producto y finalmente muerte celular (10% p/p de etanol), deteniéndose el proceso de fermentación (Jaramillo *et al*, 2011). La finalización del proceso genera costos (materias primas y tiempo) normalmente asociados a los procesos discontinuos, ya que se tiene que realizar un nuevo montaje para comenzar un nuevo ciclo de producción.

La gran demanda de etanol para generaralconafta manifiesta la necesidad de modificar los procesos de producción a nivel industrial para potencializarlos y hacerlos más productivos (Orozco *et al*, 2011). Existe la posibilidad de mejorar estos procesos a través de la integración de métodos no convencionales de separación (MNCS) para la separación *in situ* del etanol producido. Uno de los MNCS es el que utiliza membranas como medio de separación (Jaramillo *et al*, 2011).

Una membrana es un elemento que tiene como función permitir el paso de uno o más componentes de una mezcla a través de ella. Los componentes que logran atravesar la membrana se les conoce como permeado y aquellos que no logran hacerlo se les conoce como retenido (Baker, 2004).

Uno de los MNCS de última generación es la pervaporación membranaria (PM); este método utiliza membranas densas (no porosas) o de nanofiltración (Chapman

et al, 2008). La separación de los compuestos se lleva a cabo gracias a la diferencia de presiones parciales que se genera a lado y lado de la membrana.

Los procesos de PM utilizan generalmente vacío como estrategia para retirar el permeado. Un ejemplo de este método es el trabajo de Qiu, 2008, donde se deshidrato etanol a diferentes temperaturas, obteniendo flux de agua de 0.52 kg.m².h⁻¹ a una temperatura de alimento de 75°C, alcanzando un factor de separación de 60 (Qiu *et al*, 2008).

A nivel nacional, Aguilar, 2007, estudió los efectos de ácidos y producción de CO₂ en la separación de etanol de mostos de fermento por el método de PM utilizando membranas de PDMS (polidimetilsiloxano). A temperaturas de 30°C obtuvieron flux de etanol de 0,27 kg-m².h⁻¹ (Aguilar *et al*, 2011).

Otro de los MNCS es la destilación membranaria (DM), que es un método parecido a la pervaporación (PM) pero se diferencia en que se utilizan membranas porosas (de ultrafiltración).

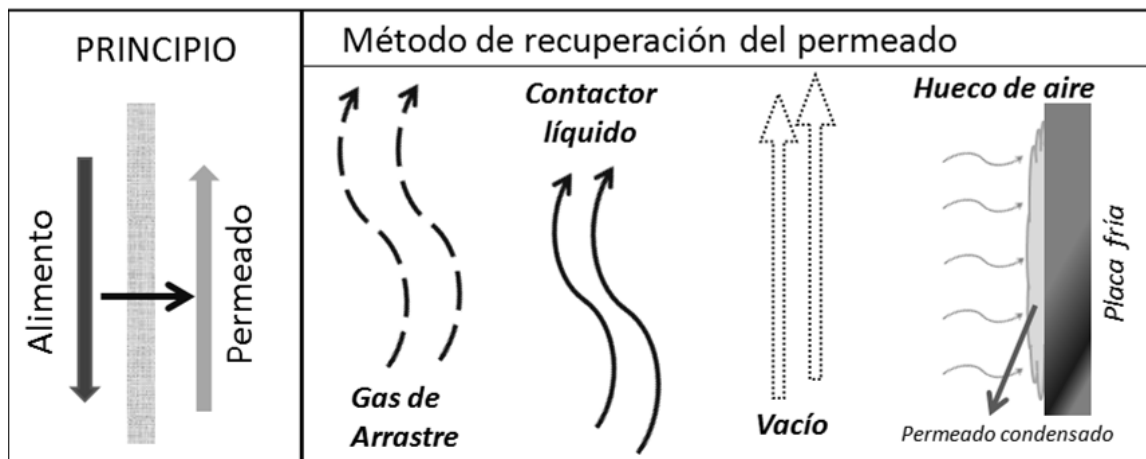


Figura 1. Destilación membranaria y sus diferentes configuraciones

La DM tiene diferentes configuraciones, estas están clasificadas por la forma como retiran el permeado (ver *Figura 1*). Existe la DM de “gap” de aire (AGMD por sus siglas en inglés) (Alkudhiri *et al*, 2011); la DM de contacto directo (DCMD por sus siglas en inglés) (Cerneaux *et al*, 2009), (Jung *et al*, 2011), (Khayet *et al*, 2005); la

DM al vacío (VMD por sus siglas en inglés) (Cerneaux *et al*, 2009), (Diban *et al*, 2009) y por último la DM con gas de arrastre (SGMD por sus siglas en inglés) (Vallieres & Favre, 2004), (Charfi *et al*, 2010).

De estas técnicas la VMD y la SGMD han mostrado ventajas técnicas para su posible aplicación a nivel industrial; siendo la VMD la más estudiada de todas. La destilación membranaria al vacío (VMD) consiste en utilizar vacío como fuerza impulsora de transferencia de masa. El vacío del lado del permeado reduce la presión parcial de los compuestos, logrando que los compuestos más volátiles se evaporen y logren atravesar la membrana en fase gaseosa. Esta técnica ha sido estudiada a nivel nacional por Benavides y Guevara, (2010), y Barón, (2012), los cuales realizaron modelos computarizados de separaciones de etanol de soluciones acuosas. Estos datos fueron comparados con diferentes estudios, demostrando que el modelo se ajusta convenientemente a los resultados experimentales.

Uno de los trabajos donde también se utilizó la VMD es el de Izquierdo y Jonsson, 2002. Este trabajo reporta flux de etanol de $15,23 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, utilizando una membrana de PVDF (fluoruro de polivinildieno), a una presión de 2000 Pa, a 30°C y una concentración de etanol de 0,25% p/p en la alimentación. La configuración VMD también fue estudiada por Soni y Abildskov, 2008, donde se ajustaron modelos a experimentos citados en el trabajo para separaciones de etanol, acetona y cloroformo a partir de soluciones acuosas. En la separación de acetona-agua utilizaron membranas de PTFE (politetrafluoretileno) de un espesor de $60 \mu\text{m}$ de los cuales se obtuvieron flux promedios de $3,2 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ de acetona a presiones cercanas a 2000 Pa (Soni *et al*, 2008).

Con respecto a la SGMD el permeado es retirado utilizando un gas inerte. Esta configuración ha sido menos estudiada que la VMD. Entre los pocos trabajos reportados se pueden mencionar el estudio reportado por Haeng & Hi, 2001, donde utilizaron membranas de fibra hueca de PTFE en la separación de isopropanol. Dicho trabajo reporta flux de isopropanol de $1,8 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, aproximadamente, con una concentración en el alimento de 5% p/p y una

temperatura de alimento de 46°C. En este trabajo se obtuvo concentraciones de permeado de 56,9% p/p de isopropanol. Como se puede evidenciar de los estudios presentados anteriormente sobre la pervaporación membranaria y la destilación membranaria, los flux en PM son significativamente inferiores (29 veces más pequeños aproximadamente) a los encontrados para la destilación membranaria (aunque con una menor selectividad para la DM); lo que hace a la destilación membranaria una técnica interesante desde el punto de vista de separación (rápida) de compuestos *in situ*.

Este trabajo hace parte del proyecto UIS titulado “*Estudio del proceso de destilación membranaria para la separación de mezclas etanol-agua*” que busca analizar la separación de etanol de mezclas (ideales y reales) etanol-agua diluidas utilizando las técnicas de destilación membranaria al vacío y con gas de arrastre. En el marco de este proyecto se han realizado dos trabajos (Benavides & Guevara, 2010), (Barón, 2012), enfocados en el estudio de la DM al vacío como técnica de separación de etanol de soluciones acuosas diluidas (ideales y reales).

La presente propuesta busca complementar este estudio a través del análisis de la DM con gas de arrastre (SGMD), para la separación de etanol a partir de soluciones acuosas diluidas (ideales y reales). Esto con el objeto de establecer una comparación entre estas dos técnicas (VMD y SGMD); sus ventajas y desventajas desde el punto de vista de aplicación y productivo.

METODOLOGÍA

El siguiente diagrama resume las etapas metodológicas planteadas para la presente propuesta (ver *Figura 2*).

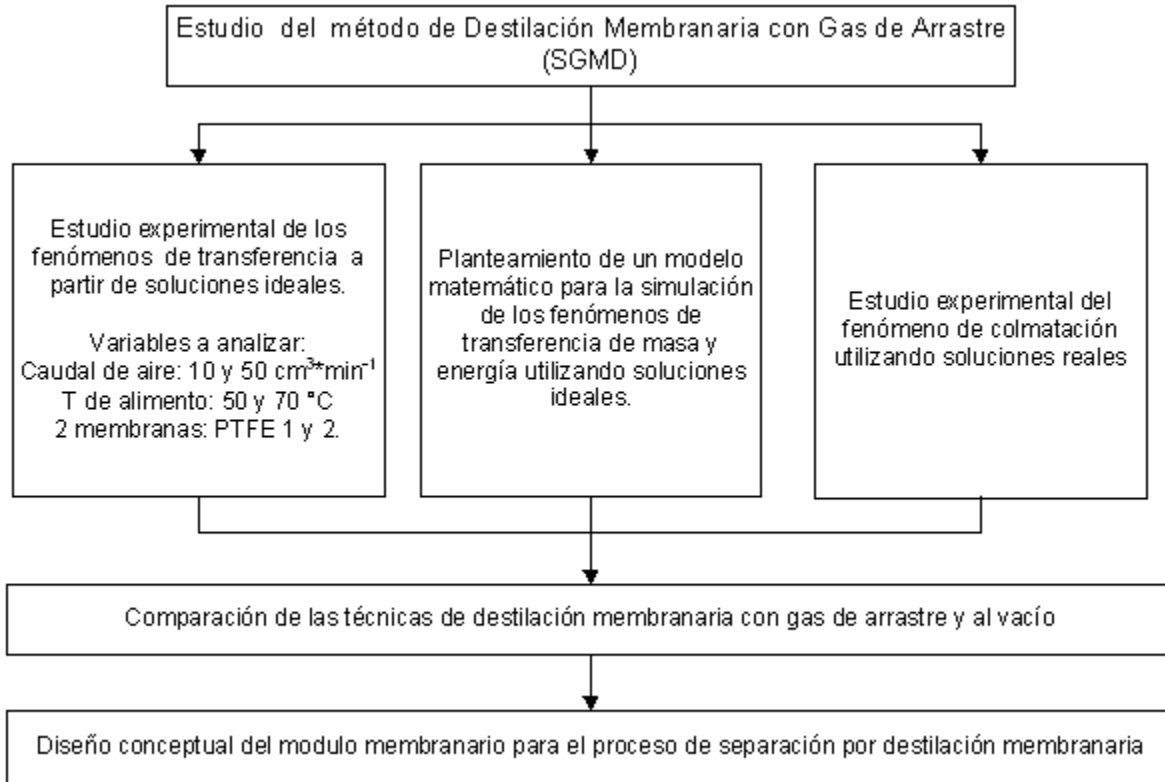


Figura 2. Fases metodológicas de la propuesta de investigación.

A continuación se explican las etapas metodológicas planteadas en la presente propuesta.

Estudio de los fenómenos de transferencia a partir de soluciones ideales

En esta etapa de estudio se utilizó un piloto de laboratorio diseñado para el desarrollo de esta propuesta de investigación (ver sección de Métodos experimentales y de análisis). Para esta etapa se planteó una serie de pruebas donde se analizó la influencia de la temperatura, concentración de alimento y el flujo de aire, sobre el flux y la concentración de etanol en el permeado; utilizando dos tipos de membranas. Las características de estas membranas se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 1. Características de las membranas utilizadas en este proyecto.

Membrana	Diámetro de poro [μm]	Espesor de la membrana [μm]	Porosidad
PTFE1	0,45	220	0,75
PTFE2	5	265	0,72

Los niveles evaluados para cada una de las membranas se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Tabla de variables a estudiar y sus respectivos niveles de estudio

Variable	Niveles	
Flujo de aire de arrastre	10 cm ³ /min	20 cm ³ /min
Temperatura de alimento	50°C	70°C

Los valores fueron establecidos según la literatura y las especificaciones del piloto. Para la concentración de etanol se planteó trabajar al 10% p/p, que corresponde a la concentración de inhibición de algunos microorganismos como la *Saccharomyces cerevisiae* (Mariscal, 2011).

Igualmente se estudió la influencia de la temperatura sobre el proceso de separación, a dos niveles de temperatura: 50°C y 70°C. Estos valores fueron escogidos con el objetivo de aumentar el flujo a través de las membranas utilizadas por el piloto; que por su superficie membranaria ($9,1 \times 10^{-4} m^2$) entregan flujos pequeños de permeado, incrementando considerablemente los tiempos de experimentación. Es importante mencionar que las membranas utilizadas resisten estas temperaturas. Adicionalmente existen cepas capaces de realizar fermentaciones etílicas entre 6 y 65°C (Mariscal, 2011), siendo estos microorganismos psicrófilos y termófilos respectivamente.

Por último se estudió la influencia del flujo de aire de arrastre en el lado del permeado para dos niveles de flujo; que corresponden al mínimo medido por el rotámetro y el doble de este (10 y 20 cm³/min a 0°C y 1 atm). Es importante señalar que los valores propuestos se encuentran dentro de las relaciones de flujo

de gas/área de membrana utilizados en otros estudios reportados en la literatura para la misma técnica (Xie *et al*, 2009) (Khayet *et al*, 2000).

A partir de los resultados obtenidos se realizó la selección de las mejores condiciones de operación utilizando el software de análisis estadístico *Statgraphics Centurión XV*.

Planteamiento de un modelo matemático para la simulación de los fenómenos de transferencia de masa y energía utilizando soluciones ideales.

Se planteó un modelo matemático que permitiera predecir los fenómenos de transferencia de masa y energía a través de la membrana. Este modelo se basó en el modelo propuesto por Barón, 2012, para simular los fenómenos de transferencia para la configuración al vacío, y fue adaptado en este trabajo para la configuración de gas de arrastre.

Estudio del fenómeno de colmatación utilizando soluciones reales

Este estudio se realizó con la finalidad de analizar la colmatación (ensuciamiento) de la membrana, y de esta manera establecer estrategias que permitan disminuir su impacto. Para este estudio se utilizaron mostos fermentados con *S. cerevisiae* (levadura liofilizada de LEVAPAN S.A.). Las condiciones escogidas para la fermentación fueron las planteadas en el “Laboratorio de producción de bioetanol a partir de fermentación alcohólica” del Laboratorio de procesos industriales de la Universidad Industrial de Santander (Laboratorio, 2010).

Los parámetros de operación utilizados en esta etapa de estudio fueron las mejores condiciones obtenidas en el estudio experimental con soluciones ideales (Etapa 1). Este análisis se realizó utilizando dos caudales de alimentación, $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ y $37,83 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ (siendo este último flujo el máximo suministrado por la bomba de alimentación).

Para el estudio de la colmatación se realizó el seguimiento a los flux de permeado en el tiempo; su variación indicaría el posible impacto del ensuciamiento de la membrana sobre el proceso.

Comparación de las dos técnicas de destilación membranaria evaluadas

Se realizó una comparación de las dos técnicas de DM (al vacío y gas de arrastre), utilizando los resultados obtenidos por Barón, 2012 (quien estudió la técnica de DM al vacío). Esta comparación tuvo en cuenta criterios como productividad y colmatación, siguiendo la metodología planteada por Van der Merwe, 2010.

Diseño conceptual del módulo membranario para el proceso de separación por destilación membranaria.

Los resultados obtenidos hasta el momento permitieron el ejercicio académico de diseñar conceptualmente el módulo membranario de un proceso a escala piloto-industrial, para la producción de etanol en continuo, integrando una de las dos técnicas analizadas por este trabajo (destilación membranaria al vacío y con gas de arrastre).

MÉTODOS EXPERIMENTALES Y DE ANÁLISIS

Piloto de laboratorio para SGMD.

El piloto utilizado en las dos etapas experimentales planteadas en la presente propuesta (con soluciones ideales y reales) está representado en la *Figura 3*.

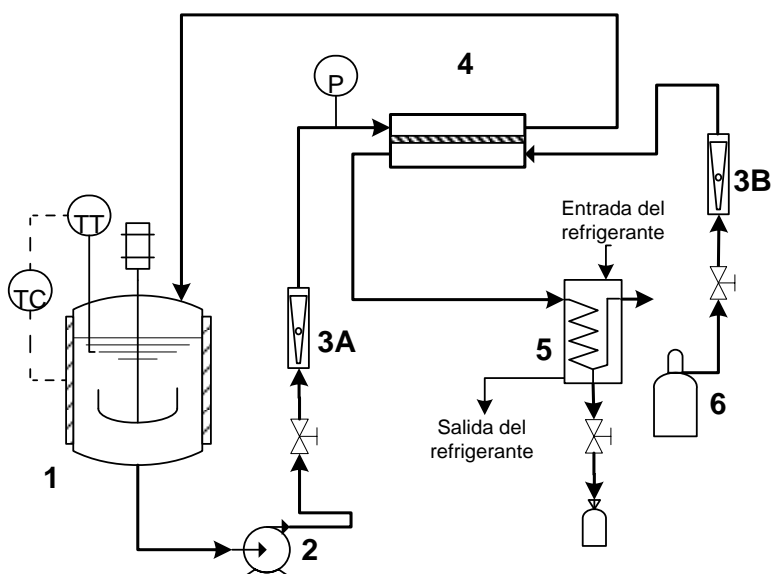


Figura 3. Diagrama del piloto utilizado para el estudio de la técnica SGMD.

La siguiente tabla presenta los detalles para cada uno de los equipos.

Tabla 3. Equipos que conforman el piloto de SGMD (Figura 3).

Círculo de alimentación			
#	Equipo	Características	Función
1	Tanque de agitación	Contenedor de 2 L de vidrio. Posee un sistema de calentamiento con control de temperatura y agitación magnética	Contener la solución problema.
2	Bomba centrífuga	March® AC2CPMD centrífuga. Máx. Flujo: 5 GPM Máx. Head: 2,7 m	Asegura la recirculación de la solución problema.
3	Rotámetro	3 ^a) Rotámetro para líquidos con válvula reguladora. 3B) Rotámetro para gas con	Permite ajustar el caudal de alimentación del sistema y de gas de arrastre a través de

		válvula reguladora	una válvula
4	Módulo membranario	Membranas planas circulares de PTFE (hidrofóbica) Whatman®.	Servir de barrera natural para la permeación de etanol
Circuito de permeado			
5	Condensador de serpentín	Construido en vidrio Pírex de alto vacío	Tiene un sistema de recirculación de refrigerante conectado a un baño termostático con una temperatura de -4°C
6	Cilindro de aire seco comprimido	Cilindro de 6 m ³ que contienen aire seco (25 ppm de agua). Suministrado por Praxair®	Se utilizará como gas de arrastre

Permeabilidad

Este parámetro se determinó en las etapas de estudio con soluciones ideales y reales. Para ello se midió la masa de permeado recolectado por unidad de tiempo.

Concentración de etanol

- Soluciones ideales

Para determinar la concentración de etanol en soluciones etanol-agua (ideales), se utilizó un refractómetro *Pocket* de marca ATAGO®. La *Figura 4* representa la curva de calibración obtenida con este equipo y reportada en el trabajo de Barón, 2012.

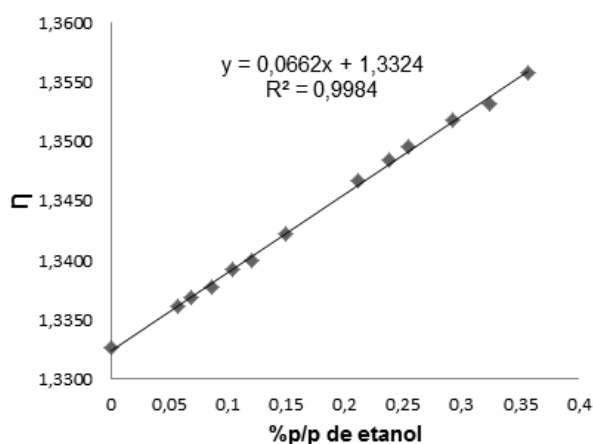


Figura 4. Curva de calibración obtenida con el Refractómetro Pocket de marca ATAGO®

- Soluciones reales

La concentración de etanol de soluciones reales (soluciones fermentadas), se determinó por HPLC, *UFLC* marca *SHIMADZU* ref. LC-20AD. En la Tabla 4 se especifica el método de análisis (Barón, 2012).

Tabla 4. Método de análisis y características del equipo de HPLC.

MÉTODO DE ANÁLISIS: HORNO APAGADO
CARACTERÍSTICAS: Temperatura de horno: 80°C Flujo de trabajo: Flujo isocrático de H ₂ SO ₄ de 8 mM de 0.6 mL.min ⁻¹ Tiempo de análisis: 45 min.

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Estudio de los fenómenos de transferencia partir de soluciones ideales

- Membrana PTFE1

La Figura 5 muestra los resultados (flux de agua y de etanol) obtenidos para las pruebas con soluciones ideales utilizando la membrana PTFE1. Todas las pruebas de esta etapa tuvieron una duración de 6 h. Los caudales de arrastre de aire (10 y 20) se encuentran en unidades de $\text{cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$.

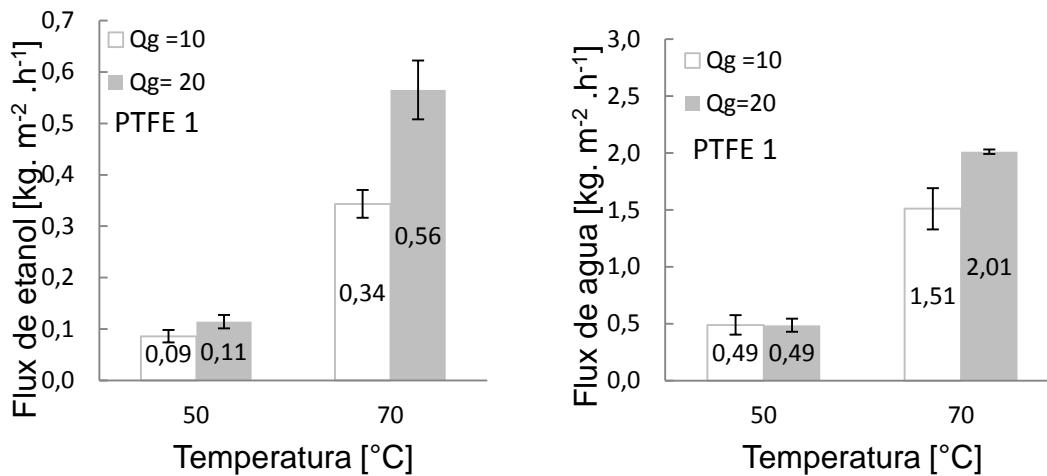


Figura 5. Flux de etanol y de agua para la membrana PTFE1. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$

Como se puede observar de la anterior figura, los flux de etanol y de agua aumentan con la temperatura. Este fenómeno se puede explicar ya que la temperatura de alimento aumenta la presión de vapor de los compuestos haciendo que estos se volatilicen con mayor facilidad y atraviesen la membrana. Este comportamiento también se evidencia en el trabajo de Haeng *et. al*, 2001, con membranas tubulares de fibra hueca, para la separación de isopropanol de soluciones acuosas.

Igualmente se observa que un aumento en el caudal de aire de arrastre genera un aumento de los flux de etanol y de agua a través de la membrana, esencialmente para 70 °C (de 64,7% para el etanol y de 33,1% para el agua). Esto se puede

evidenciar en diferentes trabajos (Khayet *et al*, 1999) (Xie *et al*, 2009) (Haeng & Hi, 2001). Este fenómeno se puede explicar por el hecho que el aumento del arrastre disminuiría la acumulación de los compuestos del lado del permeado haciendo que la fuerza impulsora (la diferencia de presiones parciales) aumente.

La *Figura 6* muestra los resultados obtenidos para la fracción en peso de etanol en el permeado. En esta figura se observa que tanto el flujo de gas de arrastre, como la temperatura influyen sobre la fracción de etanol en el permeado. Un aumento de la temperatura genera, en promedio, un 23,3% de aumento en la fracción de etanol en el permeado, y un aumento del caudal de gas de arrastre genera un aumento promedio del 19,1% de la fracción de etanol en el permeado.

Este comportamiento está relacionado con lo expresado anteriormente (aumento de los flux de etanol y de agua con la temperatura) en donde se observa claramente un mayor aumento para el flux de etanol con respecto al del agua; haciendo que la fracción de etanol aumente.

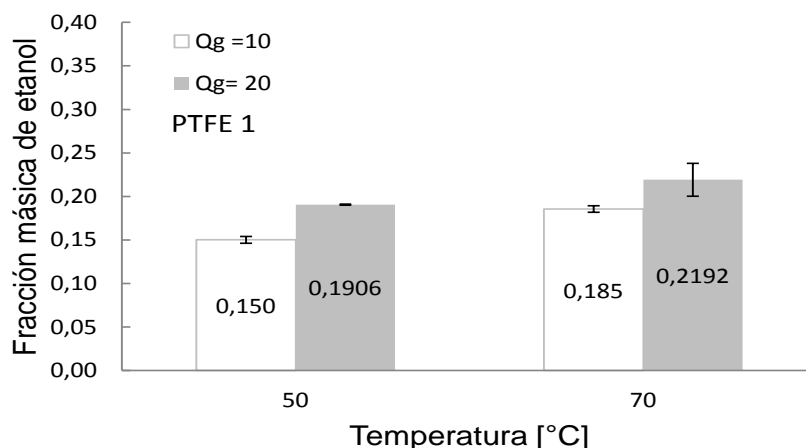


Figura 6. Fracción en peso de etanol en el permeado para la membrana de PTFE1. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$

- Membrana PTFE2

Igualmente se realizaron pruebas para la membrana 2 (PTFE2), bajo las mismas condiciones utilizadas para la membrana PTFE1, los resultados se muestran en la Figuras 7 y 8.

Como se puede observar de las dos figuras, la temperatura (al aumentar) genera, como para la membrana PTFE1, un aumento en el flux de permeado. Igualmente se observa la influencia del gas de arrastre a 70°C, de forma menos significativa que para la membrana PTFE1 (del 17,9% para el etanol y del 2,2% para el agua). Ni el gas de arrastre, ni la temperatura mostraron influencia sobre la concentración de etanol en el permeado.

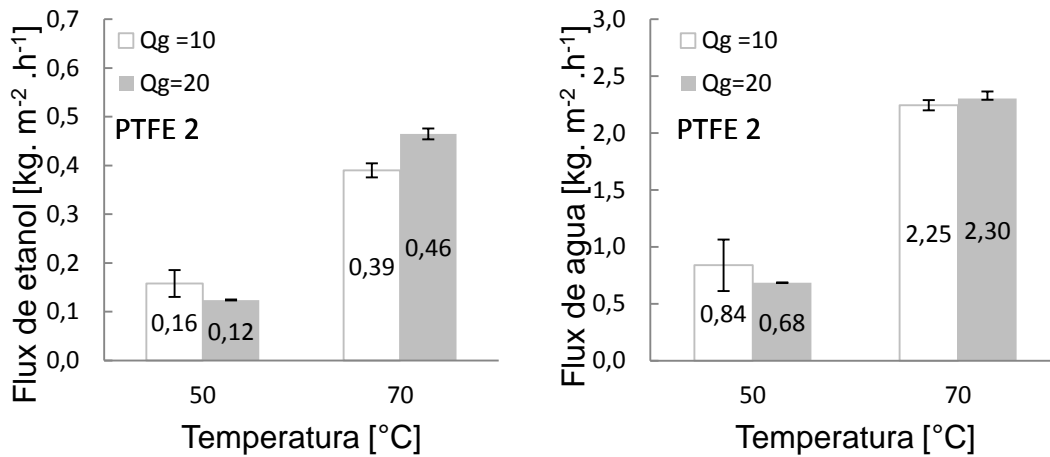


Figura 7. Flux de agua y etanol para una membrana PTFE2. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$

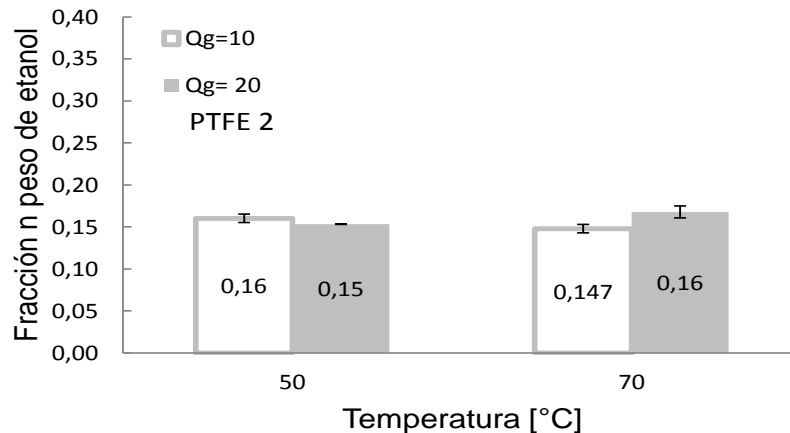


Figura 8. Fracción en peso de etanol en el permeado para la membrana de PTFE2. Con 10% p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

Es importante señalar que si bien la membrana PTFE2 posee un diámetro de poro superior, igualmente tiene un espesor mayor, y menor porosidad que la membrana PTFE1. Estas diferencias muestran el condicionamiento que las características de la membrana tienen sobre el grado de influencia de las condiciones de operación en el proceso.

Estudio de los fenómenos de transferencia partir de soluciones reales

La *Figura 9* resume todos los resultados obtenidos con soluciones ideales para las membranas PTFE1 y PTFE2.

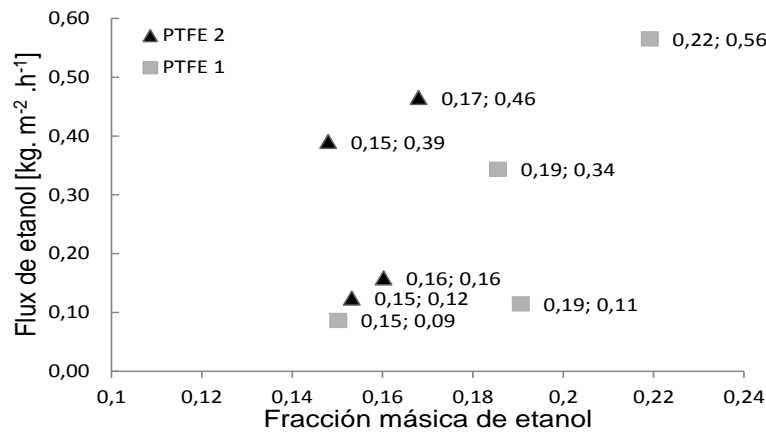


Figura 9. Fracción en peso de permeado Vs Flux de etanol de permeado. Con 10%p/p de etanol en el alimento y un caudal de alimento de 1,475 cm³.s⁻¹

Como se puede ver en la *Figura 9*, el mejor resultado obtenido fue 0,22 de fracción de etanol y 0,56 kg.m⁻².s⁻¹ de flux de etanol, en el permeado. Ese resultado se obtuvo utilizando las condiciones de operación que se muestran en la *Tabla 5*.

Tabla 5. Variable y nivel seleccionado como los mejores parámetros de operación según la figura 11.

Variable	Nivel
Temperatura de alimento	70°C
Caudal de aire	20 cm ³ .min ⁻¹
Etanol en el alimento	10% p/p
Membrana	PTFE1

Estas condiciones fueron las escogidas para el estudio con soluciones reales. Los mostos utilizados para las pruebas con soluciones reales tenían una concentración del 8% p/p de etanol según las muestras inyectadas por HPLC. La concentración se ajustó a 10% p/p con etanol concentrado. Todas las pruebas tuvieron una duración de 10 h.

- Resultados obtenidos variando el caudal de alimentación.

Los resultados obtenidos para el flux de etanol en función del tiempo, a los dos caudales de alimentación evaluados (Caudal 1= $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$, Caudal 2= $37,83 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$), aparecen resumidos en la *Figura 10*.

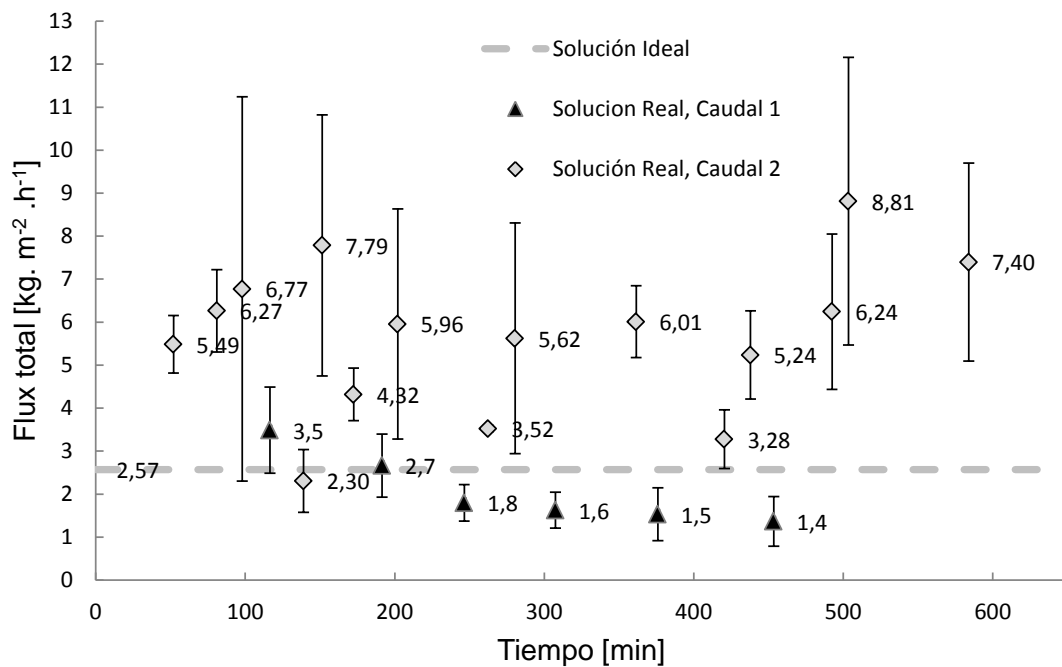


Figura 10. Flux total de permeado con solución real al 10%p/p de etanol, 70°C, caudal de aire de $20 \text{ cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$, variando caudal de alimento (Caudal 1= $1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$, Caudal 2= $37,83 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$).

Como se puede ver en la *Figura 10*, para el Caudal 1 ($1,475 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$), existe disminución del flux total de permeado con tendencia a estabilizarse (60% con respecto al flux inicial). Esto señala la presencia de colmatación sobre la membrana. Es importante mencionar que la concentración de etanol en el

permeado no presentó cambios significativos durante la prueba (incluso con los obtenidos con soluciones ideales), manteniéndose en 22% p/p.

De igual manera se realizó la misma prueba a un Caudal 2 ($37,83 \text{ cm}^3 \cdot \text{s}^{-1}$). En la misma figura se puede observar que el flux total, aunque fluctúa significativamente en el tiempo, se mantiene. Esto indica que este caudal de alimento evita la colmatación de la membrana, favoreciendo al proceso. Igualmente se evidencia, en promedio, un aumento del flux de permeado con respecto a los obtenidos con soluciones ideales (línea horizontal). Este comportamiento también fue evidenciado por Barón, (2012), para la DM al vacío.

Como un estudio adicional se decidió realizar una serie de pruebas que permitieran conocer el límite de la DM con gas de arrastre para concentrar soluciones etanol-agua, comenzando con una solución real (alimentación) al 10% p/p y continuando con soluciones ideales a la concentración de salida en el permeado para cada ciclo de separación. Los resultados son mostrados en la *Figura 11* (Factor de concentración: Concentración en el permeado /Concentración en el alimento).

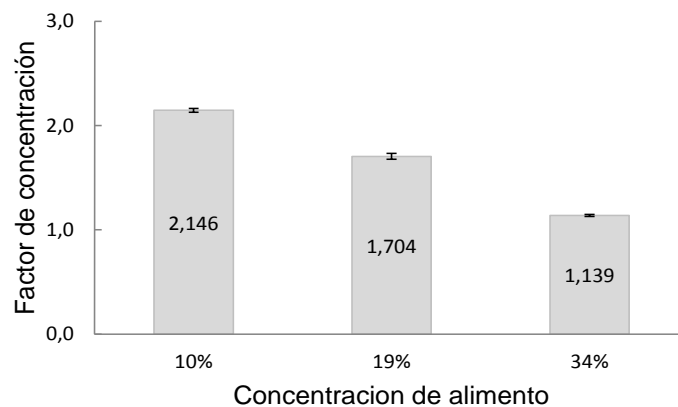


Figura 11. Factores de concentración para los sistemas de destilación con membranas con gas de arrastre en serie.

Como se puede ver en la *Figura 11*, el factor de concentración va disminuyendo, acercándose a 1 después de la 3^{ra} etapa de DM con gas de arrastre. Un factor de concentración cercano a 1 indica que la concentración en el permeado es similar

a la de la alimentación. Esto pone de manifiesto que la DM con gas de arrastre es más una técnica de separación que de concentración.

Planteamiento de un modelo matemático para la simulación de los fenómenos de transferencia de masa y energía utilizando soluciones ideales.

El planteamiento matemático de Benavides & Guevara, 2010, mejorado por Barón, 2012, realiza simulaciones de los fenómenos de transferencia de masa y energía con la configuración de destilación membranaria al vacío (VMD). En este proyecto dicho modelo se adaptó para trabajar bajo la configuración de gas de arrastre (SGMD). Para lo cual se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

Consideración I: Se asume que la humedad del aire de arrastre es despreciable.

Justificación: Las pruebas experimentales se realizarán con aire comprimido medicinal, el cual tiene una humedad de 25 ppm de agua.

Consideración II: Se asume que existe transferencia de calor únicamente por convección despreciando los fenómenos de transferencia por conducción.

Justificación: El tamaño del módulo membranario es pequeño, lo que genera un tiempo de residencia pequeño.

Consideración III: Se asume despreciable la diferencia entre la temperatura del seno del fluido y la membrana.

Justificación: Los datos que se obtienen en el modelo son considerados en estado estacionario. El tiempo de experimentación (6 h) permite que la membrana alcance una temperatura cercana a la del seno del fluido de alimentación.

Consideración IV: Se asume que los flux de permeado son muy pequeños para ser considerados en el cálculo de coeficiente de transferencia de calor por convección.

Justificación: Los flujos de aire son muy superiores a los flujos de permeado que atraviesan la membrana.

El modelo está basado en el entendimiento del fenómeno que representado en la *Figura 12*.

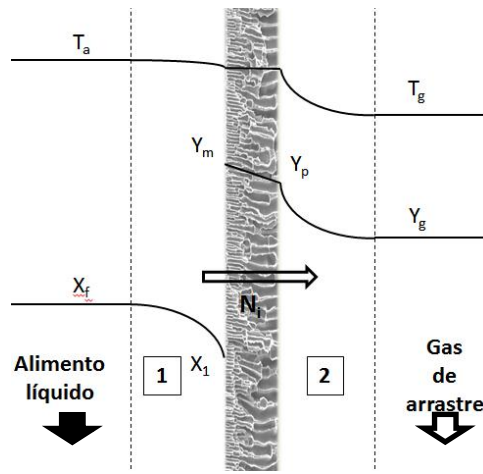


Figura 12. Esquema del método de destilación con membranas con gas de arrastre. 1). Interfaz líquido- membrana, 2). Interfaz membrana- gas de arrastre.

Para el proceso de destilación con gas de arrastre se obtienen las ecuaciones de balance de masa que se muestran en la *Tabla 6*. Todas las propiedades en estado líquido y vapor fueron obtenidas del Manual del Ingeniero Químico, de Perry (PERRY, 2007). Para los fenómenos de transferencia de masa se tuvo en cuenta la consideración I.

Tabla 6. Ecuaciones de transferencia de masa utilizadas en el ajuste del modelo planteado para la configuración de gas de arrastre.

Término	Ecuación	Referencia
Flux	$N_i = \frac{K_{g_i} * P}{RT_a} (Y_p - Y_g)$	Treybal, pag. 54
Coefficiente de transferencia de masa K_{g_i}	$K_{g_i} = \frac{D_{g_i} * Sh_i}{D_h}$	Treybal, pag. 77
Número de Shrewood	$Sh_i = 0.664 * Re^{0.5} * Sc_i^{1/3}$	Perry 5-53

Para evaluar los fenómenos de transferencia de energía se tuvieron en cuenta las consideraciones II y III, para lo cual obtenemos las ecuaciones de balances de energía mostradas en la *Tabla 7*.

Tabla 7. Ecuaciones de transferencia de energía utilizadas en el ajuste del modelo planteado para la configuración de gas de arrastre.

Término	Ecuación	Referencia
E.D. de cambio de temperatura del gas de arrastre	$\frac{dT_g}{dL} = \frac{w * (h_T(T - T_g) + \varepsilon * \sum_i N_i * \lambda_i)}{\sum_i \dot{m}_i * C_{p_i}}$	Autor
Coefficiente de transferencia de energía por convección	$h_T = \frac{k_i * Nu}{Dh}$	Perry 5-9
Número de Nusselt	$Nu = 0.027 * Re^{4/5} * Pr^{1/3}$	Perry 5-9

Las ecuaciones utilizadas en el modelo son las que gobiernan, según los autores, los perfiles de flujo a Re bajos; los caudales de alimento y de arrastre utilizados estuvieron en condiciones de régimen laminar ($450 < Re_L < 850$, $0,72 < Re_G < 1,5$).

La Tabla 8 muestra los datos obtenidos para una membrana tubular y su desviación respecto a los datos experimentales (membrana plana). A pesar de que el modelo no se pudo validar para este sistema (la geometría de la membrana modelizada es diferente y los flux de etanol y agua obtenidos experimentalmente son superiores en un orden de magnitud) es de resaltar que se obtuvieron fracciones de permeado similares (25% error promedio). Resultados similares se obtuvieron al comparar con datos experimentales obtenidos de la literatura utilizando la configuración SGMD (Khayet *et al*, 1999) (Xie *et al*, 2009) (Haeng & Hi, 2001).

Tabla 8. Datos experimentales y resultados teóricos con el modelo matemático planteado.

	Q_g [$\text{cm}^3 \cdot \text{min}^{-1}$]	T_a [$^{\circ}\text{C}$]	Flux total experimental. [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$]	Flux de etanol experimental [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$]	Fracción másica de etanol experimental	Flux total teórico [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$]	Flux de etanol teórico [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$]	Fracción másica de etanol teórica
PTFE 1	10	50	0,997	0,158	0,16	0,103	0,014	0,14
	10	70	2,637	0,390	0,15	0,276	0,063	0,23
	20	50	0,809	0,124	0,15	0,140	0,025	0,18
	20	70	2,768	0,465	0,17	0,374	0,099	0,26
PTFE 2	10	50	0,576	0,086	0,15	0,123	0,016	0,13
	10	70	1,854	0,343	0,19	0,326	0,071	0,22
	20	50	0,601	0,115	0,19	0,176	0,027	0,15
	20	70	2,576	0,565	0,22	0,469	0,113	0,24

Es importante mencionar que este modelo es el primer modelo planteado para simular los fenómenos de transferencia para el proceso de destilación con membranas tubulares con gas de arrastre. Es necesario continuar con la mejora y adaptación para la configuración de membrana plana.

Comparación de las dos técnicas de destilación con membranas evaluadas.

En esta sección se comparan los resultados obtenidos por el presente trabajo (SGMD), con los obtenidos por Barón, 2012, (VMD).

La *Figura 13* muestra los resultados de cada una de las configuraciones obtenidas con las mejores condiciones de operación para soluciones ideales y reales. Adicionalmente para la técnica VMD se presentan los resultados considerando el uso de ciclos de presurización (solución propuesta por Barón, 2012, al problema de colmatación presentado con dicha técnica).

Se puede observar en la *Figura 13* que los datos obtenidos por Barón muestran una disminución del 84,9% del flux de etanol al utilizar soluciones reales, debido a la colmatación significativa de la membrana (esto respecto a los resultados obtenidos con soluciones ideales). Con la mejora propuesta por Barón, se logra reducir esta pérdida un 58%, esto se debe a que la presurización del sistema del lado del permeado permite que la capa colmatante sea arrastrada por el flujo de alimento. Para las fracciones de etanol en el permeado, mientras que con soluciones ideales se obtiene permeados con un 21% p/p de etanol, aplicando los ciclos de presurización esta concentración desciende a 18% p/p (sin esta mejora la concentración disminuye al 7%p/p) (Barón, 2012).

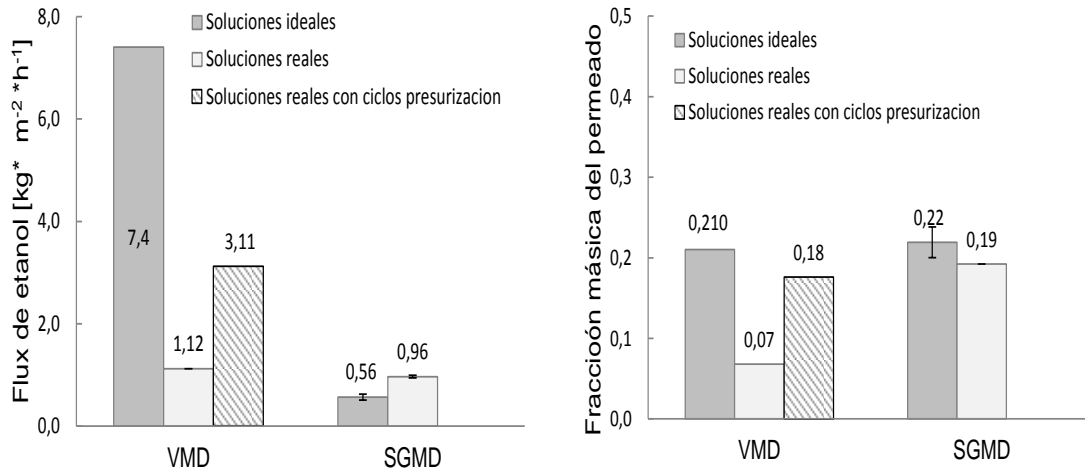


Figura 13. Resultados de la comparación de las dos configuraciones (VMD: $T_a=40^\circ\text{C}$, $P_v=0,11\text{ atm}$, membrana de PTFE de $D_p=0,2\ \mu\text{m}$, A rayas: Ciclos de presurización de 5 min de presurización por cada 10 min de destilación. SGMD: $T_a=70^\circ\text{C}$, $Q_g= 20\ \text{cm}^3.\text{min}^{-1}$, membrana PTFE1. Las dos configuraciones utilizaron $Q_a= 37,83\ \text{cm}^3.\text{s}^{-1}$, y una concentración del 10% p/p de etanol en alimento).

Para la comparación con la técnica SGMD se tuvo en cuenta la mejora que propone Barón para la técnica VMD.

De la figura se puede observar que utilizando VMD (con ciclos de presurización) se obtuvieron flux de etanol en el permeado 3,24 veces superiores a los obtenidos por SGMD; la fracción de etanol es similar para las dos técnicas.

A pesar de que la solución VMD (con ciclos de presurización) presenta flux de permeado superiores, con concentraciones de etanol en permeado similares a las obtenidas por SGMD, a nivel práctico tiene la desventaja que los ciclos de presurización- despresurización pueden debilitar la membrana, disminuyendo su tiempo de vida útil; esto genera un aumento en los costos de mantenimiento.

Por otra parte en la configuración SGMD no se observaron problemas de colmatación con un caudal de $37,83\ \text{cm}^3.\text{min}^{-1}$; principal limitante de los procesos membranarios. Si bien los flux de permeado obtenidos con esta técnica son inferiores a los de VMD, estos pueden mejorarse incrementando la superficie membranaria del sistema.

Diseño conceptual del proceso de separación más productivo a nivel industrial

Una de las principales ventajas de los procesos membranarios es su escalado lineal (Benavides & Guevara, 2010), por lo tanto el cálculo del área de membrana requerida para obtener un flujo determinado de etanol se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$\text{Area de membrana} = \frac{\text{Flujo de etanol a extraer}}{\text{Flux de etanol permeado}}$$

En la obtención de etanol a partir de caña de azúcar, la velocidad de producción en procesos continuos es de $6 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{h}^{-1}$ a una concentración de 10% p/p de etanol (Lin & Tanaka, 2006). Por lo tanto al trabajar con un volumen de 10 m^3 tenemos una producción de $60 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ de etanol. Por lo anterior se puede pensar en un sistema como el mostrado en la *Figura 14*.

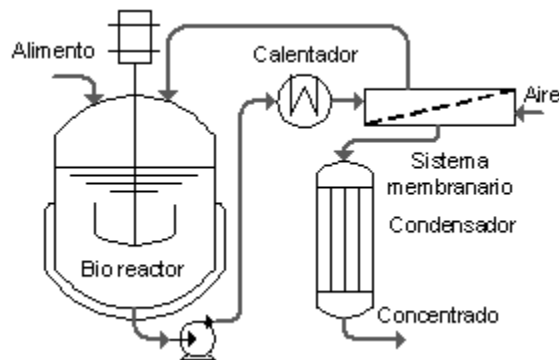


Figura 14. Acoplamiento del sistema de separación por membranas con gas de arrastre a nivel industrial.




De las condiciones experimentales con soluciones reales se obtuvo un flux de etanol en el permeado de $0,11 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ ($T_a = 50^\circ\text{C}$ y $Q_g = 20 \text{ cm}^3\cdot\text{min}^{-1}$) en el permeado.

$$\text{Area de membrana} = \frac{60 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}}{0,11 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}} = 545,5 \text{ m}^2$$

Con estas condiciones se calcula la superficie de membrana requerida; para este caso correspondería a 545,5 m². A partir de esta superficie se puede especificar las características del módulo.

A continuación se presentan referencias encontradas de diferentes empresas que podrían suministrar dicha superficie membranaria de forma rápida. Los módulos ofertados por las diferentes empresas confirman el desarrollo de la tecnología de membranas a escala industrial.

Tabla 9. Diferentes módulos membranarios y sus fabricantes.

Referencia de la membrana	Industria	Imagen del módulo membranario	Área membranaria (m ²)
PM5	ROMICOM®	 <p>Longitud=1,09 m Diámetro= 0,169 m</p>	9
0721074	ROMIPRO™	 <p>Longitud=1,09 m Diámetro= 0,127 m</p>	12,2
10072-35	TARGA®	 <p>Longitud= 1,82 m Diámetro=0,27 m</p>	80,9

El diseño muestra que para un sistema fermentativo (para producción de etanol) de un volumen de 10 m³ se necesitan un promedio de 7 módulos (TARGA®); cuyo volumen no superará 0,8 m³.

CONCLUSIONES

- ◆ Se pudo evaluar la técnica SGMD. Los resultados muestran la capacidad de esta técnica para separar soluciones de etanol (10%p/p) a un flux total promedio de $1,6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, con un factor de concentración promedio de 1,7 (para temperaturas de alimento entre 50 y 70 °C).
- ◆ Se planteó un primer modelo que busca la simulación de los fenómenos de transferencia de masa y energía durante la separación de etanol por SGMD. No se pudo validar el modelo para las condiciones experimentales trabajadas en este proyecto pero se lograron obtener valores de la misma magnitud.
- ◆ Para las soluciones reales (mostos fermentados) se pudo evidenciar que ajustando el caudal de alimentación a niveles adecuados, se puede eliminar la incidencia de la colmatación en el proceso de separación. Esta ausencia de colmatación es la principal característica que le da ventaja sobre la técnica VMD.
- ◆ Los módulos ofertados por diferentes empresas confirman el desarrollo de la tecnología de membranas a escala industrial. El diseño muestra que para un sistema fermentativo (para producción de etanol) de un volumen de 10 m^3 se necesitan un promedio de 6 módulos; cuyo volumen no superará $0,3 \text{ m}^3$.

PERSPECTIVAS

- ◆ Continuar con la mejora del modelo matemático considerando principalmente la geometría (plana) de la membrana.
- ◆ Integrar la técnica de destilación membranaria con gas de arrastre a un proceso de fermentación con recirculación, para el análisis del impacto de la técnica en la separación de etanol en continuo.

BIBLIOGRAFÍA

- [1]. Aguilar, D., et al., 2007. *Efecto del pH, el CO₂ y la glucosa sobre la pervaporación de etanol usando membranas de PDMS. XXVI Congreso Colombiano de Ingeniería Química. Barrancabermeja, Colombia, 2011. Universidad Nacional de Colombia sede Manizales.*
- [2]. Alkudhiri, A., et al, 2011. *Membrane distillation: A comprehensive review. Elsevier, Desalination, Article in press, pp.17.*
- [3]. Baker, R., 2004. *Membrane technology and applications. WILEY, Jhon Wiley & Sons, Ltd. California, United States.*
- [4]. Baron Wsbaldo, F., 2012. *Estudio del proceso de destilación membranaria para la separación de mezclas etanol-agua. Tesis, Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga, Colombia.*
- [5]. Benavides, O. & Guevara, C., 2010. *Planteamiento de un modelo matemático para la transferencia de masa en el proceso de concentración de etanol utilizando destilación con membranas. Tesis, Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga, Colombia.*
- [6]. Blignault van der Merwe, A., 2010. *Evaluation of different process designs for biobutanol production from sugarcane molasses. University of Stellenbosch. Stellenbosch, Sudáfrica.*
- [7]. Cerneaux, S. et al., 2009. *Comparison of various membrane distillation methods for desalination using hydrophobic ceramic membranes. Journal of Membrane Science, 337, p.55–60.*
- [8]. Charfi, K., et. al., 2010. *Numerical simulation and experimental studies on heat and mass sweeping gas membrane distillation. Elsevier, Desalination, 269, p.84-96.*
- [9]. Chapman, P. et al., 2008. *Membranes for the dehydration of solvents by pervaporation. Journal of Membrane Science, 318, p.5–37.*
- [10]. Diban, N.,et. al., 2009. *Vacuum membrane distillation of the main pear aroma compound: Experimental study and mass transfer modeling. Journal of Membrane Science, 326, pp.64–75.*
- [11]. Izquierdo, M. & Jonsson, G., 2003. *Factors affecting flux and ethanol separation performance in vacuun membrane distillation (VMD). Journal of Membrane Science, 214, pp.113-30.*

- [12]. Jaramillo, O., et. al., 2011. Remoción de los inhibidores de la fermentación usando membranas PDMS. XXVI Congreso Colombiano de Ingeniería Química. Barrancabermeja, Colombia, 2011.
- [13]. Jung, H. et al., 2011. Direct contact membrane distillation (DCMD): Experimental study on the commercial PTFE membrane and modeling. *Journal of Membrane Science*, p.90-98.
- [14]. Khayet, P. & Mengual, J., 2000. Theory and experiments on sweeping gas membrane distillation. *Journal of Membrane Science*, 165, pp. 261–272.
- [15]. Khayet, M., et. al, 2005. Porous hydrophobic/hydrophilic composite membranes Application in desalination using direct contact membrane distillation. *Journal of Membrane Science*, 252, p.101–113.
- [16]. Koch Membrane systems, consultado el 29 de enero de 2013. Página web: <http://www.kochmembrane.com/Default.aspx>
- [17]. Laboratorio, 2010. Producción de alcohol a partir de melaza mediante fermentación, evaporación y destilación. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander; Laboratorio de Procesos Industriales.
- [18]. Lee, H.C. & Hong, H.W., 2001. Effect of operating variables on the flux and selectivity in sweep gas membrane distillation for dilute aqueous isopropanol. *Journal of Membrane Science*, 188, p.79–86.
- [19]. Lewandowicz, G., et. al., 2011. Application of membrane distillation for ethanol recovery during fuel ethanol production. *Journal of Membrane Science*, 375, p.212-19.
- [20]. Lin Y., & Tanaka S., 2006 Ethanol Fermentation from Biomass Resources: Current State and Prospects. *Applied Microbiology Biotechnology* 69. p 627-642.
- [21]. Lopetegui, J. & Gutiérrez, R. 2006. Limpieza química de membranas de MF y UF en el tratamiento de aguas. Centro de Estudios e Investigaciones Técnicas de Gipuzkoa.
- [22]. Madigan, M., Martinko, J.M. & Parker, J., 2002. *Biología de los microorganismos*. BROCK. Illinois: PEARSON. Prentice Hall.
- [23]. Mariscal, J., 2011. Evaluación y selección de microorganismos para la producción de etanol a nivel industrial. Tesis para título de Magister en Ingeniería Química. Universidad Nacional sede Manizales. Manizales, Colombia.
- [24]. Orozco, N. et. al., 2011. Integración de membranas selectivas a etanol a un proceso de sacarificación-fermentación simultanea para remoción in-situ de bioetanol. XXVI Congreso Colombiano de Ingeniería Química. Barrancabermeja, Colombia.

- [25]. Qiu, W., et. al., 2009. Dehydration of ethanol–water mixtures using asymmetric hollow fiber. *Journal of Membrane Science*, 327, pp.96–103.
- [26]. Soni, V., et. al., 2008. Modeling and analysis of vacuum membrane distillation for the recovery of volatile aroma compounds from black currant juice. *Journal of Membrane Science*, 320, pp.442-55.
- [27]. Vallieres, C., & Favre, E., 2004. Vacuum versus sweeping gas operation for binary mixtures Vacuum versus sweeping gas operation for binary mixtures. *Journal of Membrane Science*, 244, pp.17–23.
- [28]. Xie, Z. et al., 2009. Ammonia removal by sweep gas membrane distillation. *Water research*, 43, pp.1693–1699.

ANEXOS

Nomenclatura:

C_{p_i} : Capacidad calorífica del compuesto i . [$J. kmol^{-1}. K^{-1}$]

D_{g_i} : Difusividad del compuesto i en el aire. [$m^2. s^{-1}$]

D_h : Diámetro hidráulico. [m]

D_p : Diámetro de poro [m]

ε : Porosidad de la membrana [Adimensional]

h_T : Coeficiente de transferencia de energía por convección. [$W. m^{-2}. K^{-1}$]

k_i : Coeficiente de conductividad térmica. [$W. m^{-1}. K^{-1}$]

K_{g_i} : Coeficiente de transferencia de masa del compuesto i en la fase gaseosa. [$m. s^{-1}$]

\dot{m}_i : Flujo del compuesto i en el gas de arrastre. [$kmol. s^{-1}$]

N_i : Flux molar del compuesto i a través de la membrana. [$kmol_i. m^{-2}. s^{-1}$]

P : Presión del sistema [Pa]

P_v : Presión de vacío. [Pa]

Q_a : Caudal de alimento [$cm^3. s^{-1}$]

Q_g : Caudal del gas arrastre [$cm^3. min^{-1}$]

R : Constante molar de los gases [$kg. m^3. kmol^{-1}. K^{-1}$]

T_a : Temperatura de alimento [K]

T_g : Temperatura del gas de arrastre [K]

X_{f_i} : Concentración del compuesto i en el seno del alimento de la fase líquida. [$kmol_i. kmol de mezcla^{-1}$]

w : Ancho de la membrana [m]

X_{1_i} : Concentración del compuesto i en la interfaz líquido membrana de la fase líquida. [$kmol_i. kmol de mezcla^{-1}$]

Y_{m_i} : Concentración del compuesto i en fase gaseosa en la interfaz líquido membrana. [$kmol_i. kmol de mezcla^{-1}$]

Y_{p_i} : Concentración del compuesto i en fase gaseosa en la interfaz membrana- gas. [$kmol_i. kmol de mezcla^{-1}$]

Y_{g_i} : Concentración del compuesto i en el seno del gas. [$kmol_i. kmol de mezcla^{-1}$]

λ_i : Calor latente de vaporización. [$J. kmol^{-1}$]

Números adimensionales

Nu : Número de Nusselt.

Pr : Número de Proud.

Re : Número de Reynolds

Sc_i : Número de Schmidt del compuesto i .

Sh_i : Número de Sherwood del compuesto i .

Abreviaturas

AGMD: Air gap membrane distillation

DCMD: Direct contact membrane distillation

DM: Destilación membranaria

MNCS: Métodos no convencionales de separación

PM: Pervaporación membranaria

PDMS: Polidimetilsiloxano

PTFE: Politetrafluoretileno

PVDF: Fluoruro de polivinildieno

SGMD: Sweeping gas membrane distillation.

VMD: Vacuum membrane distillation

