

**PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA EVALUACIÓN  
DE LA EVAPORACIÓN OSMÓTICA COMO MÉTODO DE CONCENTRACIÓN  
DE HIDROLIZADOS DE ALMIDON DE YUCA**

**JAVIER CAMILO MARTÍNEZ ALVARADO**

**ALBA LUCIA PEÑARANDA LÓPEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA**

**BUCARAMANGA**

**2013**

**PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA EVALUACIÓN  
DE LA EVAPORACIÓN OSMÓTICA COMO MÉTODO DE CONCENTRACIÓN  
DE HIDROLIZADOS DE ALMIDON DE YUCA**

**JAVIER CAMILO MARTÍNEZ ALVARADO**

**ALBA LUCIA PEÑARANDA LÓPEZ**

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

**Director**

**Prof. CARLOS JESÚS MUVDI NOVA Msc., Ph.D.**

**Codirectora**

**Prof. BEATRIZ TORRESTIANA SÁNCHEZ Msc., Ph.D.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**

**FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS**

**ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA**

**BUCARAMANGA**

**2013**

*Esto es principalmente para ella, el ángel que Dios envió a la tierra para protegerme, el faro que guió mi camino cuando este fue oscuro. Esto es para ti **mamá**, no sabes cuánto te amo.*

*Para mi **papá**, porque siempre ha estado ahí para mí, con el mejor consejo en el momento adecuado. Gracias por enseñarme que debo ser fuerte ante todo.*

*A ti **amor**, por cambiar mi mundo cuando decidiste estar conmigo en este viaje que emprendimos juntos hace algunos años, los cuales han sido maravillosos a tu lado.*

***Alba Lucia.***

*Con mucho cariño a mis padres Adriana y Javier, por apoyarme en todo momento, por sus consejos, sus valores y motivación perfectamente mantenidos a través del tiempo, pero más que nada por su amor.*

*A mi hermano Eduardo, por estar siempre a mi lado apoyándome y haciéndome sonreír en todo momento, lo quiero mucho.*

*A mi abuelo Pablo Santiago, que aunque ya no te encuentres conmigo, por ser el ejemplo para salir adelante siendo una persona honesta y por tus consejos que han sido de crecimiento y ayuda para mi vida.*

*A Daniela, por ser mi compañera, amiga y amor, gracias por tus palabras de aliento en los momentos difíciles y por compartir conmigo todo este tiempo que hemos estado juntos.*

*A mi familia, por el apoyo que siempre me brindaron día a día en el transcurso de mi carrera Universitaria.*

*A mis amigos, por brindarme su amistad incondicional, apoyo y por todos los momentos de felicidad que hemos compartido.*

***Camilo***

## AGRADECIMIENTOS

A la **Universidad Industrial de Santander**, por la formación personal y académica brindada a lo largo de la carrera profesional.

A **Colciencias**, por la financiación de este trabajo que hace parte del proyecto titulado “Aumento de la productividad de concentrados de jarabes de glucosa obtenidos a partir de hidrolizados de almidón de yuca por métodos no convencionales de concentración” código 1102-5022-7720.

Al **Prof. Carlos Jesús Muvdi Nova Msc., Ph.D.**, por su confianza, aporte intelectual y constante apoyo durante el desarrollo de esta investigación.

A la **Prof. Beatriz Torrestiana Sánchez Msc., Ph.D.**, por su contribución, apoyo y por permitimos trabajar junto a ella durante la pasantía.

Al **Ing. Omar Andrés Benavides Prada** y al **Prof. José Armando Vargas García Msc., Ph.D.**, por su colaboración, la cual fue un gran aporte para el desarrollo de esta investigación.

Al **Centro de Investigaciones en Ciencia y Tecnología de Alimentos CICTA**, y a sus integrantes que de una u otra manera aportaron en el desarrollo del presente trabajo.

A la **Unidad de Investigación y Desarrollo en Alimentos UNIDA** del **Instituto Tecnológico de Veracruz**, por la disponibilidad de equipos y el uso de sus instalaciones. A sus integrantes por hacer de esta pasantía una experiencia inolvidable , de crecimiento personal e intelectual.

A nuestros **padres y hermanos**, ya que sin su constante apoyo y confianza este logro alcanzado no hubiese sido realidad.

## TABLA DE CONTENIDO

	Pág
INTRODUCCIÓN	17
1. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA	22
1.1 MODELAMIENTO DE LA TRANSFERENCIA DE MASA Y ENERGÍA	22
1.2 OBTENCIÓN DE LOS DATOS EXPERIMENTALES PARA LA VALIDACIÓN DEL MODELO	23
1.3 ANÁLISIS DE LA INFLUENCIA DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN CON EL MODELO	24
1.4 COMPARACIÓN ENTRE LOS DATOS OBTENIDOS POR EL MODELO Y LOS DATOS EXPERIMENTALES PARA LAS SOLUCIONES REALES	25
1.5 MÉTODOS EXPERIMENTALES Y DE ANÁLISIS	25
2. RESULTADOS Y ANÁLISIS	28
2.1 PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA EL ESTUDIO DE LOS FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE MASA Y ENERGÍA	28
2.2 VALIDACIÓN DEL MODELO PROPUESTO	34
2.3 ANÁLISIS DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA Y ENERGÍA	37
2.4 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN CON EL MODELO	39
2.5 ESTUDIO DE LA EO USANDO SOLUCIONES REALES DE HIDROLIZADOS DE ALMIDÓN DE YUCA	42
2.6 ANÁLISIS DE LA EO A ESCALA SUPERIOR	44
3. CONCLUSIONES	47
4. RECOMENDACIONES	49
BIBLIOGRAFÍA	50

## LISTA DE FIGURAS

	Pág
Figura 1. Representación del proceso de evaporación osmótica. Donde $x$ representa la concentración másica del agua, $T$ la temperatura y $P$ la presión de vapor	18
Figura 2. Propuesta metodológica para la realización de la investigación	22
Figura 3. Piloto de evaporación osmótica.	26
Figura 4. Diagrama de flujo del modelo que describe la transferencia de masa y energía del proceso	32
Figura 5. Representación gráfica del método empleado para la solución de los balances de masa en los tanques	34
Figura 6. Perfiles de concentración de glucosa y flux experimentales con las obtenidas por el modelo para $TSS_o=10^\circ\text{Brix}$ , $x_{s0}=45\ \%\text{p/p}$ , diferentes temperaturas y caudales de operación	35
Figura 7. Coeficientes de transferencia de masa y energía según modelo para diferentes caudales, temperaturas de operación, $TSS_o=10^\circ\text{Brix}$ y $x_{s0}=45\ \%\text{p/p}$	38
Figura 8 Diagrama de barras para observar la influencia de las variables de operación sobre el flux promedio en un tiempo de operación de 60 min. a) $Q_A = Q_s = 1\ \text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ , $TSS_i = 10^\circ\text{Brix}$ .. b) $T = 40^\circ\text{C}$ , $TSS_o=10^\circ\text{Brix}$ , $x_{s0}=45\ \%\text{p/p}$	40
Figura 9. Perfiles de concentración y flux obtenidos con el modelo y experimentalmente para solución 1 (a y b), y solución 2 (c y d), a diferentes concentraciones iniciales. $Q_A = Q_s = 1\ \text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ , $T = 40^\circ\text{C}$ y $x_{s0}=45\ \%\text{p/p}$	43
Figura 10. Membrana 11x28 Extra flow marca Liqui-Cel®	45

## LISTA DE TABLAS

	Pág
Tabla 1. Variables de operación para el diseño de experimentos en STATGRAPHICS CENTURION XVI.I	24
Tabla 2. Composición química de los jarabes utilizados	25
Tabla 3. Características del módulo membranario Liqui-Cel® ref: 1.7 x 5.5 MiniModule®	26
Tabla 4. Protocolo de lavado para módulos membranarios Liqui-Cel ®	27
Tabla 5. Sistema de ecuaciones empleado para el modelamiento de la transferencia de masa y energía en la EO.	29
Tabla 6. Ecuaciones constitutivas III.	31
Tabla 7. Variables óptimas estimadas por STATGRAPHICS CENTURION XVI	41

## NOMENCLATURA

$a$	<i>Actividad del agua</i>
$A$	<i>Área [m<sup>2</sup>]</i>
$d_h$	<i>Diámetro hidráulico [m]</i>
$d_o$	<i>Diámetro externo [m]</i>
$d_i$	<i>Diámetro interno [m]</i>
$D_w$	<i>Coefficiente de difusión [m<sup>2</sup> · s<sup>-1</sup>]</i>
$D_{w-vapor}$	<i>Difusividad vapor de agua [m<sup>2</sup> · s<sup>-1</sup>]</i>
$h$	<i>Coefficiente de transferencia de energía [W · m<sup>-2</sup> · K<sup>-1</sup>]</i>
$H$	<i>ancho de la membrana</i>
$\Delta H$	<i>Calor latente de vaporización [J · kg<sup>-1</sup>]</i>
$J_w$	<i>Densidad de flujo másico [kg · m<sup>-2</sup> · s<sup>-1</sup>]</i>
$k$	<i>Coefficiente de transferencia de masa [kg · m<sup>-2</sup> · s<sup>-1</sup>]</i>
$k_m$	<i>Coefficiente de transferencia de masa en la membrana [kg · m<sup>-2</sup> · s<sup>-1</sup> · Pa<sup>-1</sup>]</i>
$k^T$	<i>Conductividad térmica [W · m<sup>-1</sup> · K<sup>-1</sup>]</i>
$K_n$	<i>Difusión de Knudsen [kg · m<sup>-2</sup> · s<sup>-1</sup>]</i>
$K_D$	<i>Difusión molecular [kg · m<sup>-2</sup> · s<sup>-1</sup>]</i>
$L$	<i>Longitud de la membrana [m]</i>
$m$	<i>Flujo másico [kg · s<sup>-1</sup>]</i>
$m_r$	<i>Molaridad [M]</i>
$M$	<i>Peso molecular [kg · mol<sup>-1</sup>]</i>
$P_w$	<i>Presión [Pa]</i>
$P_w^S$	<i>Presión de saturación [Pa]</i>
$P_{Alm}$	<i>Presión logarítmica media [Pa]</i>
$Q_w$	<i>Densidad de flujo de calor [W · m<sup>-2</sup>]</i>
$Q$	<i>Caudal [L · min<sup>-1</sup>]</i>
$r_p$	<i>Radio del poro [m]</i>
$R$	<i>Constante universal de los gases [J · mol<sup>-1</sup> · K<sup>-1</sup>]</i>
$T$	<i>Temperatura [K]</i>
$TSS$	<i>Concentración de azúcares [°Brix]</i>

$V$  Volumen del tanque [ $m^3$ ]

$x$  Fracción másica

### Subíndices

$A$  Lado de la alimentación

$m$  membrana

$S$  Lado de la salmuera

$W$  Agua

1 Interfase liquido – membrana lado alimentación

2 Interfase liquido – membrana lado salmuera

0 inicial

### Letras griegas

$\varepsilon$  Porosidad

$\delta$  Espesor [ $m$ ]

$\Delta$  Diferencia

$\lambda$  Trayectoria libre media [ $m$ ]

$\varphi$  Parámetro de asociación para el agua

$\mu$  Viscosidad dinámica del fluido [ $Pa \cdot s$ ]

$\gamma$  Coeficiente de actividad

$\rho$  Densidad [ $kg \cdot m^{-3}$ ]

$\tau$  Tortuosidad

$\vartheta$  Volumen molar del soluto  $m^3 \cdot kgmol^{-1}$

### Números adimensionales

$Pr$  Prandtl

$Nu$  Nusselt

$Re$  Reynolds

$Sc$  Schmidt

$Sh$  Sherwood

## RESUMEN

**TITULO:** PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA EVALUACIÓN DE LA EVAPORACIÓN OSMÓTICA COMO MÉTODO DE CONCENTRACIÓN DE HIDROLIZADOS DE ALMIDÓN DE YUCA.<sup>1</sup>

**AUTORES:** JAVIER CAMILO MARTINEZ ALVARADO.<sup>2</sup>  
ALBA LUCIA PEÑARANDA LÓPEZ.<sup>2</sup>

**PALABRAS CLAVE:** Evaporación osmótica, modelamiento, transferencia de masa, hidrolizados de almidón de yuca, soluciones glucosa-agua.

### CONTENIDO:

Actualmente la concentración de jarabes de hidrolizados de almidón de yuca se lleva a cabo mediante el uso de evaporadores al vacío, los cuales presentan elevados costos energéticos y altas temperaturas de operación, lo que conlleva a fenómenos de degradación térmica como la caramelización. Debido a esto se necesitan buscar nuevas técnicas de concentración innovadoras y fáciles de operar. Una técnica prometedora es la evaporación osmótica debido a sus condiciones de operación moderadas. Este trabajo evaluó la evaporación osmótica como método de concentración de hidrolizados de almidón de yuca. Para esto, se planteó y validó un modelo matemático en estado transitorio que describe la transferencia de masa y energía para la concentración de una solución glucosa-agua dentro de los siguientes rangos de operación: caudal de alimentación y salmuera entre 0,5 y 1 L.min<sup>-1</sup>, temperatura de operación entre 30 y 40°C, concentración de la salmuera entre 35 y 45 %p/p y concentración de la solución glucosa-agua entre 10 y 40°Brix respectivamente. Se encontró que las variables que tienen más influencia sobre el flux, son la temperatura y la concentración de la salmuera. Los datos obtenidos con el modelo no se ajustaron a los experimentales al concentrar las soluciones reales. Esto es debido a que la composición química de estas soluciones afectan la transferencia de masa del proceso. Al final de las pruebas con las soluciones reales se llegaron a concentraciones interesantes (50°Brix), con un tiempo de operación de hasta 259 min y un flux a través de la membrana entre 0,4 y 1,5 kg.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.

---

<sup>1</sup> Proyecto de grado

<sup>2</sup> Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química.

Director: Carlos Jesús Muvdi Nova.

Codirector: Beatriz Torrestiana Sánchez.

## ABSTRACT

**TITLE:** MODELLING OF OSMOTIC EVAPORATION FOR ITS EVALUATION AS CONCENTRATION METHOD OF CASSAVA STARCH HYDROLYSATES.<sup>3</sup>

**AUTHORS:** JAVIER CAMILO MARTINEZ ALVARADO.<sup>4</sup>  
ALBA LUCIA PEÑARANDA LÓPEZ.<sup>4</sup>

Syrups cassava starch hydrolysates concentration currently is carried out using a vacuum evaporator, which have high energy costs and high operating temperatures, leading to thermal degradation phenomena as caramelization. Because of this, is necessary to find new innovative and easy to operate concentration techniques. A promising technique is the osmotic evaporation due to its moderate operating conditions. This study evaluated the osmotic evaporation as a method of concentration of cassava starch hydrolysates. For this, it was proposed and validated a mathematical model describing heat and mass transfer through time, for the concentration of glucose-water solution, within the following operating ranges: brine and feed rate between 0,5 and 1 L.min<sup>-1</sup>, operating temperature between 30 and 40 °C, brine concentration between 35 and 45 %w/w, concentration of glucose-water solution between 10 and 40 °Brix. It was found that the variables which have more influence on the flux are the temperature and the concentration of the brine. The data obtained with the model were not fitted to the experimental data obtained with the concentration of real solutions. This is because the chemical composition of these solutions affects the mass transfer process. At the end of the tests with real solutions, interesting concentrations were reached (50 °Brix), with a run time of up to 259 min and a flux through the membrane between 0,4 and 1,5 kg.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.

---

<sup>3</sup> Degree Project.

<sup>4</sup> Physical-Chemistry Engineerings Faculty. Chemical Engineering School.  
Director: Carlos Jesús Muvdi Nova.  
Codirector: Beatriz Torrestiana Sánchez.

## INTRODUCCIÓN

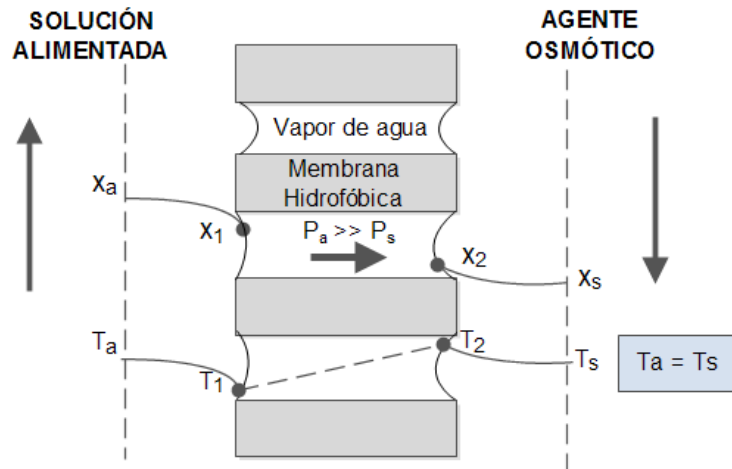
La etapa de concentración en los procesos alimenticios suele ser un requisito primario para la elaboración de productos. Dicha etapa comúnmente es llevada a cabo en evaporadores al vacío, los cuales se han ajustado a las necesidades del proceso, pero poseen ciertos inconvenientes, como: altas temperaturas de trabajo y elevados costos energéticos.

La problemática mencionada anteriormente fue señalada por la empresa PROMITEC SANTANDER S.A.S, quienes buscan nuevas técnicas de concentración más eficientes, confiables y fáciles de operar para la concentración de hidrolizados de almidón de yuca.

En el presente trabajo se estudiará la técnica de evaporación osmótica (EO) como proceso no convencional de concentración, pues sus condiciones de operación (baja presión y temperatura) permiten conservar las propiedades sensoriales del producto, principalmente color y sabor (Aguilar *et al.*, 2012).

La Figura 1 representa el proceso de evaporación osmótica (EO). Este proceso consiste en la concentración de una solución por medio de una membrana hidrofóbica (evitando la penetración del agua en la membrana) y una fase extractiva, que puede ser una salmuera o una solución orgánica saturada. La solución a tratar y la salmuera son separadas por la membrana hidrofóbica, cuyos poros se llenan del vapor. Este vapor es transportado desde la solución de mayor actividad de agua (la solución acuosa) a la solución de menor actividad (salmuera) donde finalmente se condensa. Un diferencial de presión de vapor de agua inducido por la diferencia de la actividad de las dos soluciones empleadas es la fuerza impulsora del proceso (Cissé & Vaillant, 2011).

**Figura 1. Representación del proceso de evaporación osmótica. Donde  $x$  representa la concentración másica del agua,  $T$  la temperatura y  $P$  la presión de vapor.**



**(Fuente: Autor)**

Este proceso se ha aplicado en la concentración de extracto de flor de Jamaica (Cissé & Vaillant, 2011.), así como a diversos zumos clarificados como el de naranja (Alves & Coelho, 2006; Shaw *et al.*, 2001; Cisse *et al.*, 2005), piña (Hongvaleerat *et al.*, 2008), maracuyá (Vaillant *et al.*, 2001. Shaw *et al.*, 2001) y otros jugos de frutas (Aguilar *et al.*, 2012; Cassano & Drioli, 2007; Cissé & Vaillant, 2011), en los que se han obtenido resultados satisfactorios; la EO mantiene constantes las cualidades fisicoquímicas, bioquímicas y aromáticas en un índice mucho más alto que los métodos de concentración térmica, demostrando así el potencial del proceso.

En una publicación realizada por Aguilar *et al.* 2012, se utilizó EO para la concentración de jugo de manzana, seguida por evaporación al vacío. En ambos procesos hubo pérdida de los componentes aromáticos, pero esta fue menor en la EO (12%-46%) en comparación con la evaporación al vacío (71%-100%).

El proceso de EO no sólo se ha comparado con los métodos convencionales de concentración, también se han hecho contrastes entre este proceso innovador y otros métodos membranaarios. Por ejemplo, en un estudio comparativo entre la

destilación membranaria de contacto directo (DM) y la EO (Alves & Coelho, 2006) se observó que aunque la fuerza impulsora de ambos procesos es casi la misma, el flux de agua a través de la membrana (flujo másico de agua que atraviesa la membrana por unidad de superficie, de aquí en adelante se le denominará flux) obtenido en la EO era más del doble que en DM, por lo cual el tiempo de operación requerido para esta última fue dos veces mayor. Al finalizar los experimentos se observó que la pérdida de los componentes aromáticos en DM era cuatro veces mayor que en la EO.

También se ha comparado la EO con el proceso de ósmosis inversa (OI) para concentrar jugo de maracuyá (Vaillant *et al.*, 2001). Los valores de flux en la EO fueron hasta 10 veces más pequeños en comparación con la OI, pero llegar a concentraciones superiores de 40 °Brix mediante este último método conlleva grandes dificultades. Se puede concluir que la EO tiene ventajas sobre otros métodos membranarios, no solo en término del flux, sino también con respecto a la retención de los componentes aromáticos.

Se ha evaluado el proceso de concentración por EO mediante el análisis de variables de respuesta como el flux, la concentración y la calidad del producto, respecto a la variación de parámetros como la temperatura, naturaleza y velocidades de flujo de las soluciones, entre otros. Se obtuvo que el flux depende principalmente de la viscosidad y de la concentración inicial de la solución a concentrar (Cassano & Drioli, 2007). Según Babu *et al.* (2006), el aumentar el caudal de la salmuera de 25 a 100 ml·min<sup>-1</sup> y la concentración de esta de 2 a 14 M, conlleva un aumento del flux de hasta 4 veces respecto a su valor inicial. El mismo efecto de la concentración y el caudal de la salmuera sobre el flux fue observado por Courel *et al.* (2000), quienes al aumentar en un 10% la concentración de la salmuera y un cambio en la velocidad de esta de 0,25 a 2,28 m·s<sup>-1</sup> observaron que el flux se duplicaba. Además, Hongvaleerat *et al.* (2008) evidenciaron que un incremento en la temperatura de la alimentación de 15°C

causa que el flux se duplique, mientras que el caudal de alimentación no tiene un efecto significativo sobre este.

La naturaleza de la salmuera igualmente influye en el flux: al usar  $\text{CaCl}_2$  como fase extractora, en lugar de  $\text{NaCl}$ , se reporta un mayor flux en el proceso (Babu *et al.*, 2006). De la misma manera se ha evidenciado una dependencia proporcional del flux respecto a las concentraciones del agente osmótico y la temperatura (Alves & Coelho, 2002). Es importante mencionar que se ha encontrado que el efecto de polarización por concentración en la salmuera no es despreciable (Courel *et al.*, 2000) de hecho, es mayor que el de la polarización por temperatura; por lo que dicho factor debe tenerse en cuenta al momento de trabajar con este proceso (Ravindra *et al.*, 2008).

En un estudio realizado por Alves & Coelho, (2004) en el cual usaron membranas planas con diferentes características, indican que estas influyen en el flux, por lo que deben tenerse en cuenta como parámetros en la EO. De acuerdo con las ecuaciones de transferencia de masa utilizadas para el modelamiento de transporte de vapor a través de los poros de la membrana, se obtienen mayores flux con membranas de diámetro de poro grande ( $0,45 \mu\text{m}$ ), alta porosidad (0,8) y pequeño espesor ( $60 \mu\text{m}$ ).

Son pocos los modelos encontrados en la literatura que describan la transferencia de masa y energía en la EO. Los modelos encontrados (la mayoría en estado estacionario) han sido propuestos por Romero *et al.* (2003), Nagaraj *et al.* (2006) y Valdés *et al.* (2009). En la mayoría de estos modelos se ha considerado como sustancia de alimentación agua pura y se han descrito dichas transferencias teniendo en cuenta un modelo de resistencias en serie. Se observó teóricamente que el flux depende significativamente de la temperatura, la naturaleza y la velocidad de circulación de la salmuera. Por otro lado, Valdés *et al.* (2009), usando las ecuaciones fenomenológicas de transferencia de masa y energía propuestas por Romero *et al.* (2003), obtuvo que el efecto más importante en el rendimiento

del proceso es la concentración de la salmuera. Sólo se encontró un modelo en estado transitorio para la concentración de sacarosa, propuesto por Alves & Coelho (2007). Encontraron que el perfil de flux decrecía de manera lenta en las primeras 7 h de operación, pero en la última hora hubo una fuerte disminución de este. Esto último se debe a que cuando se alcanza una concentración del 45 %p/p en la alimentación, la resistencia a la transferencia de masa en este lado se hace significativa.

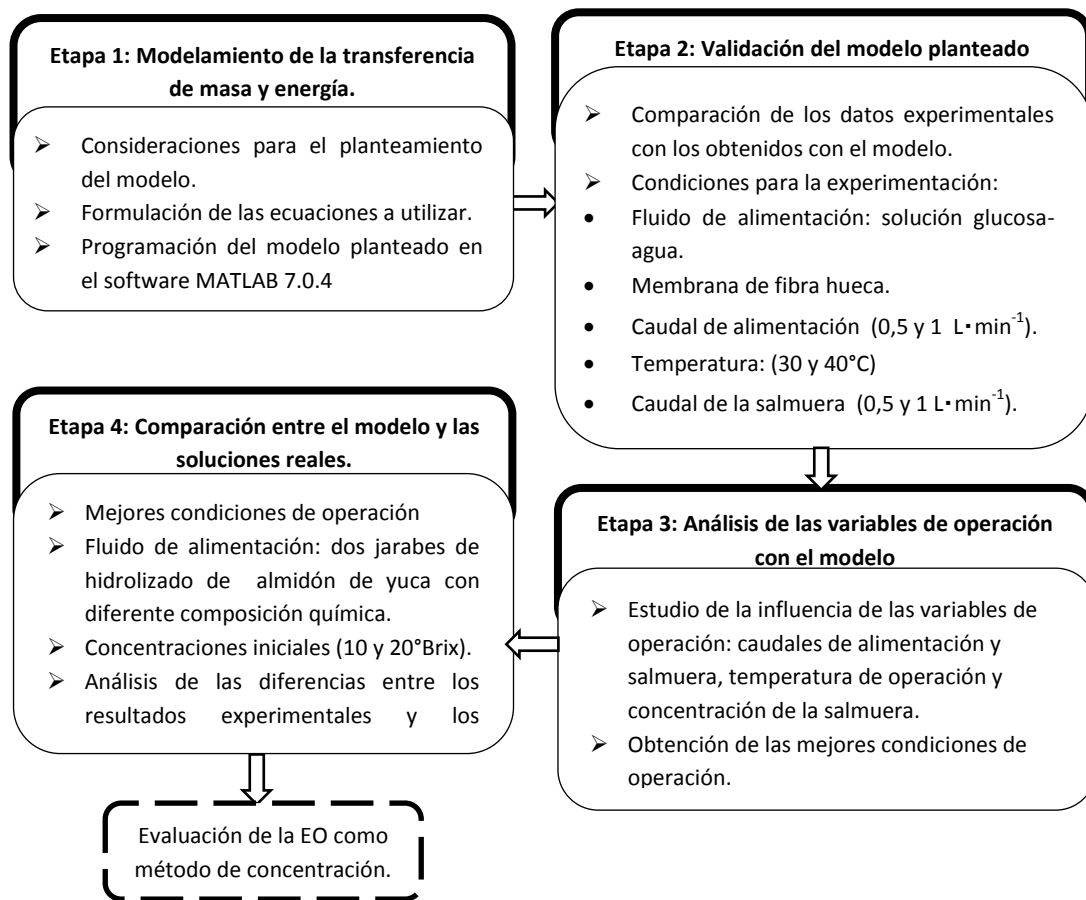
En la literatura se ha encontrado que el proceso de EO se ha aplicado principalmente para la concentración de jugos clarificados, pero hasta ahora esta técnica no ha sido empleada para la concentración de hidrolizados de almidón de yuca. En esta investigación se evaluó el proceso de EO como técnica de concentración para soluciones preparadas a partir de dichos jarabes. Para la realización de este análisis se realizaron pruebas experimentales que sirvieron como base para planteamiento de un modelo matemático general que describa la transferencia de masa y energía del proceso.

Este trabajo hace parte del proyecto Colciencias código 1102-5022-7720, titulado: "Aumento de la productividad de concentrados de jarabes de glucosa obtenidos a partir de hidrolizados de almidón de yuca por métodos no convencionales de concentración".

# 1. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA

La Figura 2 representa la metodología planteada para la realización del presente proyecto.

**Figura 2. Propuesta metodológica para la realización de la investigación.**



(Fuente: Autor)

## 1.1 MODELAMIENTO DE LA TRANSFERENCIA DE MASA Y ENERGÍA.

Se planteó un modelo matemático, que describe la transferencia de masa y energía del proceso de EO. Para esto, se realizó una búsqueda en la literatura de las ecuaciones que describieran dichas transferencias. Para el planteamiento del modelo se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

- Transferencia de masa en estado transitorio.
- Proceso isotérmico.
- En la interfase líquido-membrana en el lado de la alimentación, ocurre la evaporación del agua, donde se alcanza el equilibrio líquido-vapor (Longas & Vélez, 2011).
- En la interfase líquido-membrana en el lado del permeado, ocurre la condensación del agua, donde se alcanza el equilibrio líquido-vapor (Longas & Vélez, 2011).
- El transporte de masa a través de la membrana está dado por difusión Knudsen y difusión molecular (Valdés *et al.*, 2009).
- La alimentación circulará por fuera de las fibras y la salmuera por dentro de estas (Cassano & Drioli, 2007).
- Membrana de fibra hueca.

La solución de los balances de masa a lo largo de la membrana se realizó por diferencias finitas.

## **1.2 OBTENCIÓN DE LOS DATOS EXPERIMENTALES PARA LA VALIDACIÓN DEL MODELO.**

Se concentró una solución de glucosa-agua, cuya concentración inicial fue de 10°Brix. Las variables de entrada escogidas para esta investigación fueron: la temperatura de operación (Vaillant *et al.*, 2001; Alves & Coelho, 2002; Hongvaleerat *et al.*, 2008; Courel *et al.*, 2000; Cissé *et al.*, 2011) y los caudales de alimentación y salmuera (Vaillant *et al.*, 2001; Babu *et al.*, 2006; Hongvaleerat *et al.*, 2008; Courel *et al.*, 2000; Cissé *et al.*, 2011; Romero *et al.*, 2003; Longas & Vélez, 2011). Las dos temperaturas de trabajo fueron: 30°C y 40°C. Estos valores se plantearon teniendo en cuenta los límites de temperatura de trabajo de la membrana. Se escogieron caudales de 0,5 L·min<sup>-1</sup> y 1L·min<sup>-1</sup>, según estudios realizados por Valdés *et al.* (2009) para este mismo módulo membranario.

Se utilizó una salmuera de  $\text{CaCl}_2$  al 45%p/p como fase extractiva, ya que se ha evidenciado que con esta se obtiene un mayor flux en comparación con otras salmueras empleadas (Alves & Coelho, 2002).

Las pruebas experimentales para la solución glucosa-agua se realizaron utilizando un diseño experimental factorial dos niveles y tres factores (con duplicado), para un total de 16 experimentos.

Para la realización de cada una de las pruebas se trabajó con un piloto laboratorio, desarrollado en el Instituto Tecnológico de Veracruz, a través de una pasantía de investigación.

### 1.3 ANÁLISIS DE LA INFLUENCIA DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN CON EL MODELO.

Una vez validado el modelo, se analizó el efecto de cada una de las variables de operación sobre el flux. Para esto se llevó a cabo un diseño experimental factorial multinivel, empleando el software STATGRAPHICS CENTURION XVI.I. En la Tabla 1 se muestra el rango de operación de cada una de las variables de operación a estudiar.

**Tabla 1. Variables de operación para el diseño de experimentos en STATGRAPHICS CENTURION XVI.I.**

Tiempo de operación [min]	Caudal de alimentación [L · min <sup>-1</sup> ]	Caudal de salmuera [L · min <sup>-1</sup> ]	Temperatura [°C]	Concentración salmuera [%p/p]
60	0,5 – 1	0,5– 1	30 – 35 – 40	35 – 40 – 45

Para esta etapa se incluyó a la variable concentración de la salmuera; los niveles de esta variable se escogieron teniendo en cuenta publicaciones anteriores (Courel *et. al.*, 2000). Las demás variables se trabajaron dentro del rango de validación del modelo.

#### 1.4 COMPARACIÓN ENTRE LOS DATOS OBTENIDOS POR EL MODELO Y LOS DATOS EXPERIMENTALES PARA LAS SOLUCIONES REALES.

Esta etapa se realizó con las mejores condiciones de operación encontradas en la etapa anterior. Se utilizaron soluciones (solución 1 y solución 2) con concentraciones iniciales de 10 y 20°Brix, preparadas a partir de jarabes de composición diferente (jarabe 1 y jarabe 2) obtenidos a partir de almidón de yuca (ver Tabla 2). Estos jarabes fueron suministrados por PROMITEC S.A.S.

Las pruebas experimentales para la soluciones reales se llevaron a cabo utilizando un diseño experimental factorial dos niveles y dos factores (con duplicado), para un total de 8 experimentos.

Los resultados obtenidos con las soluciones (reales) se compararon con el modelo propuesto en la etapa anterior.

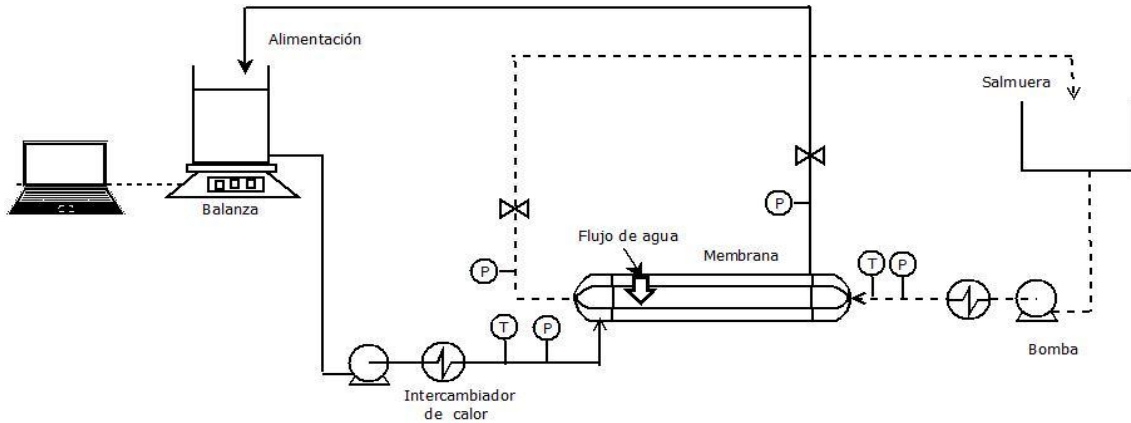
**Tabla 2. Composición química de los jarabes utilizados. (Fuente: PROMITEC S.A.S)**

Compuesto	Composición química, % en base seca	
	Jarabe 1	Jarabe 2
Glucosa	14-19	<1
Maltosa	8-14	6-8
Maltotriosa	10-12	7-9
Maltotetraosa	10-12	5-7
Maltopentosas	-	5-8
Maltohexosas	-	11-14
Oligosacaridos +4G	55-64	-
Polisacáridos +7G	-	53-63

#### 1.5 MÉTODOS EXPERIMENTALES Y DE ANÁLISIS.

- Piloto de Evaporación Osmótica: La Figura 3 representa el piloto utilizado para la realización de las pruebas experimentales. Este consta de una membrana hidrófoba de polipropileno de fibra hueca marca Liqui-Cel®, cuyas características están reportadas en la Tabla 3. El volumen de la solución osmótica utilizada fue tres veces mayor en comparación con la alimentación, siendo este último de 1,4 L.

Esto con el fin de evitar una dilución significativa de la salmuera, lo que causaría una disminución del flux (Belafi-Bako & Koroknai, 2006 y Cassano & Drioli, 2007).



**Figura 3. Piloto de evaporación osmótica. (Fuente: Autor)**

La sustancia a concentrar circula por fuera de la membrana, y por el interior pasa el agente osmótico. El concentrado circula continuamente hasta obtener un volumen final de aproximadamente 200 ml.

**Tabla 3. Características del módulo membranario Liqui-Cel® ref: 1.7 x 5.5 MiniModule®. (Fuente: [www.liquicel.com/uploads/documents/1.7x5.5-Mini\\_Module-D86Rev14\\_eng.pdf](http://www.liquicel.com/uploads/documents/1.7x5.5-Mini_Module-D86Rev14_eng.pdf))**

PARÁMETRO	MEDIDA
Número de fibras	7400
Diámetro del poro [m]	$3 \times 10^{-7}$
Porosidad	0,4
Tortuosidad	3,92
Diámetro interno de la fibra [m]	$2,2 \times 10^{-4}$
Diámetro externo de la fibra [m]	$3 \times 10^{-4}$
Longitud de las fibras [m]	0,12
Diámetro interno del módulo [m]	0,043
Superficie de contacto [m <sup>2</sup> ]	0,58

Las presiones a ambos lados de la membrana fueron monitoreadas (utilizando cuatro sensores de presión ubicados a las entradas y salidas del módulo membranario) y controladas utilizando válvulas manuales. Igualmente la temperatura de ambas soluciones a la entrada del módulo membranario fue regulada utilizando dos intercambiadores de calor. Las soluciones circularon en el sistema utilizando bombas peristálticas (Vargas *et al.*, 2011).

- Conductividad: Para detectar posibles fugas a través de los poros, al final de cada prueba se verificó la conductividad de la solución a concentrar.
- Lavado de la membrana: Al final de cada prueba se realizó el lavado de la membrana siguiendo el protocolo presentado en la Tabla 4.

**Tabla 4. Protocolo de lavado para módulos membranarios Liqui-Cel® (Fuente: [www.liquicel.com/uploads/documents/Cleaning\\_Guide\\_CG119\\_Rev\\_8\\_7\\_11\\_12.pdf](http://www.liquicel.com/uploads/documents/Cleaning_Guide_CG119_Rev_8_7_11_12.pdf))**

SOLUCIÓN	TEMPERATURA	DURACIÓN
Agua destilada	Temperatura ambiente	15 min
KOH al 3% (p/p)	40°C	45 min
Agua destilada	Temperatura ambiente	Hasta obtener pH=7
Ácido cítrico al 3% (p/p)	40°C	45 min
Agua destilada	Temperatura ambiente	Hasta obtener pH=7

- Método ácido dinitrosalicílico (DNS): Para verificar que no haya transferencia de azúcares reductores a la salmuera, al final de cada prueba se tomó 0,5 ml de CaCl<sub>2</sub> el cual se vertió en un tubo de ensayo, se le adicionó 0,5 ml de solución de DNS y posteriormente la solución se calentó en un baño de maría con agua hirviendo durante 5 min. Después se dejó enfriar durante 10 min y se le adicionaron 2,5 ml de agua destilada. Si al finalizar el proceso la solución quedaba de un color amarillo no ha habido transferencia de glucosa a la salmuera. Si hubiese presencia de azúcares reductores el color final sería cobre.
- Permeabilidad: La medición del flux se realizó utilizando una balanza colocada debajo del depósito de la alimentación, en la que se recopiló de manera continua la pérdida de peso.
- °Brix: Las mediciones del contenido total de sólidos disueltos se llevó a cabo cada 15 min, utilizando un refractómetro, para todas las pruebas.

## 2. RESULTADOS Y ANÁLISIS

### 2.1 PLANTEAMIENTO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA EL ESTUDIO DE LOS FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE MASA Y ENERGÍA.

En la tabla 5 se muestran los balances de masa y energía que se plantearon y las ecuaciones constitutivas I y II. En la tabla 6 se muestran las expresiones utilizadas para describir las propiedades fisicoquímicas de las soluciones empleadas (ecuaciones constitutivas III)

Todas las ecuaciones propuestas se resolvieron de manera simultánea utilizando MATLAB 7.0.4. Las ecuaciones diferenciales a lo largo de la membrana fueron solucionadas por diferencias finitas. La Figura 4 presenta el diagrama de bloques para la resolución numérica para el proceso planteado en el presente estudio. Las entradas del modelo son: las concentraciones iniciales de glucosa en la alimentación y de  $\text{CaCl}_2$  en la salmuera, los volúmenes en los tanques, los caudales de alimentación y salmuera, la temperatura de operación y las propiedades de la membrana. Para la resolución de las ecuaciones se necesitó hacer iteraciones de las concentraciones de agua en los tanques a través del tiempo; para lo cual se debe definir el número de iteraciones en el tiempo ( $n$ ). También se hicieron iteraciones de estas mismas concentraciones, pero a lo largo de la membrana; para lo cual se debe ingresar un número de elementos finitos ( $m$ ). Por último, se necesitan integrar los balances de masa y energía; para esto debe definirse el número de iteraciones ( $l$ ) que hace que el sistema de ecuaciones converja. Finalmente, como variables de salida se obtienen el flux y la concentración de alimentación a través del tiempo.

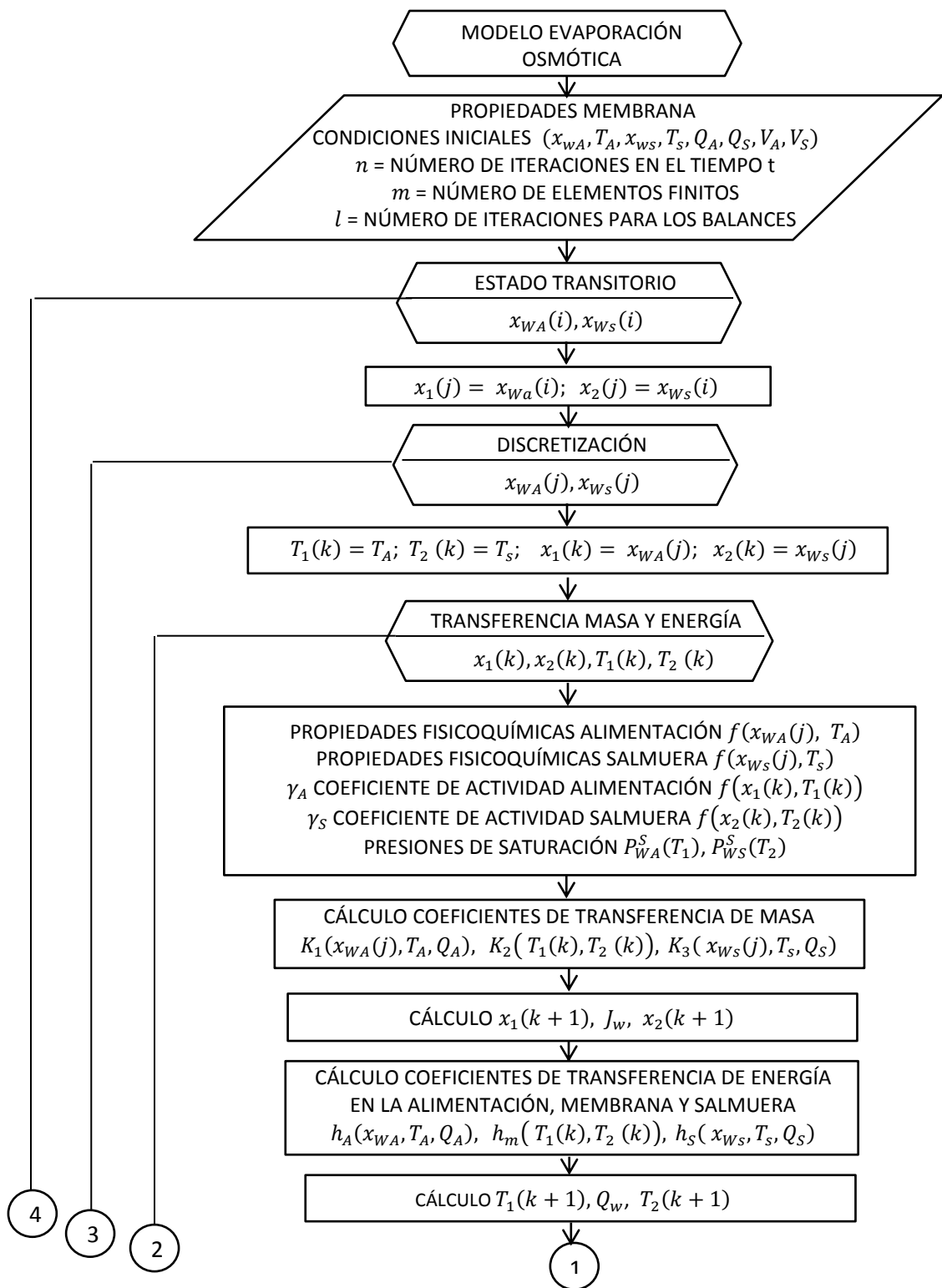
**Tabla 5. Sistema de ecuaciones empleado para el modelamiento de la transferencia de masa y energía en la EO.**

TIPO DE ECUACIÓN	DESCRIPCIÓN		ECUACIÓN	REFERENCIA
Balances	de masa	Tanque de alimentación.	$\frac{d(\rho_A V_A)}{dt} = -J_w A_m$	-----
		Tanque de salmuera.	$\frac{d(\rho_S V_S)}{dt} = J_w A_m$	-----
		A lo largo de la membrana, lado alimentación.	$\frac{dm_A}{dz} = -J_w H$	-----
		A lo largo de la membrana, lado salmuera.	$\frac{dm_S}{dz} = J_w H$	-----
		Capa límite alimentación.	$J_{wA} = k_A(x_{wA} - x_1)$	(Longas & Vélez, 2011)
		Membrana	$J_{wm} = k_m \Delta P_w$	(Longas & Vélez, 2011)
		Capa límite salmuera.	$J_{wS} = k_S(x_2 - x_{wS})$	(Longas & Vélez, 2011)
	de energía	Capa límite de la alimentación	$Q_{wA} = h_A(T_A - T_1)$	(Longas & Vélez, 2011)
		Membrana	$Q_{wm} = J_w \Delta H + h_m(\Delta T)$	(Longas & Vélez, 2011)
		Capa límite de la salmuera.	$Q_{wS} = h_S(T_2 - T_S)$	(Longas & Vélez, 2011)
Ecuación constitutiva I	Coeficientes de transferencia de masa	Capa límite lado alimentación	$k_A = \frac{Sh_A D_{wA}}{d_h}$	(Nagaraj <i>et al.</i> , 2006)
		Membrana	$k_m = \frac{1}{\frac{1}{K_n} + \frac{1}{K_D}}$	(Nagaraj <i>et al.</i> , 2006)
		Capa límite lado salmuera	$k_S = \frac{D_{wS} Sh_S}{d_{hS}}$	(Nagaraj <i>et al.</i> , 2006)
	Difusión de Knudsen		$K_n = \left(\frac{8}{3}\right) \left(\frac{\varepsilon r}{\tau \delta}\right) \left(\frac{1}{2\pi R T M_B}\right)^{1/2}$	(Valdés <i>et al.</i> , 2009)

	Difusión molecular		$K_D = \left(\frac{M_B P}{RT}\right) \left(\frac{\varepsilon D_{w-aire}}{\tau \delta}\right) \left(\frac{1}{P_{Aml}}\right)$	(Valdés <i>et al.</i> , 2009)
	Presión parcial	Alimentación	$P_{WA} = a_{WA} P_{WA}^S$	(Smith <i>et al.</i> , 1997)
		Salmuera	$P_{WS} = a_{WS} P_{WS}^S$	(Smith <i>et al.</i> , 1997)
	Actividad del agua	Alimentación	$a_{WA} = \gamma_A x_1$	(Smith <i>et al.</i> , 1997)
		Salmuera	$a_{WS} = \gamma_S x_2$	(Smith <i>et al.</i> , 1997)
	Coeficientes de transferencia de energía	Capa límite lado alimentación	$h_A = \frac{Nu_A k_A^T}{d_h}$	(Romero <i>et al.</i> , 2003)
		membrana	$h_m = \frac{\varepsilon * k^T_{gas} + (1 - \varepsilon) * k^T_{material}}{\frac{d_i}{2} * \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}$	(Forero <i>et al.</i> 2011)
		Capa límite lado salmuera	$h_S = \frac{Nu_S k_S^T}{d_i}$	(Romero <i>et al.</i> , 2003)
	Ecuación constitutiva II	Número adimensional Sherwood	Alimentación	$Sh_A = 15,4 Re_A^{0,92} Sc_A^{0,33} \left(\frac{d_o}{L}\right)$
Salmuera			$Sh_S = 2,66 Re_S^{0,25} Sc_S^{0,33} \left(\frac{d_i}{L}\right)^{1/3}$	(Alves & Coelho, 2007)
Número adimensional Nusselt		Alimentación	$Nu_A = 0,36 Re_A^{0,55} Pr_A^{1/3}$	(Valdés <i>et al.</i> , 2009)
		Salmuera	$Nu_S = 3,66 + \frac{0,0668 * Re * Pr * \left(\frac{d_i}{L}\right)}{1 + 0,04 * Re * Pr * \left(\frac{d_i}{L}\right)^{2/3}}$	(Cengel, 2007)
Coeficiente de difusión del agua en la alimentación		$D_{WA} = \frac{117,3 \times 10^{-18} (\varphi M_B)^{0,5} T}{\mu_A^{0,6}}$	(Geankoplis, 1998)	
Coeficiente de difusión del vapor de agua en la membrana		$D_{w-vapor} = 4,46 \times 10^{-6} \frac{T^{2,344}}{P}$	(Ravindra <i>et al.</i> , 2008)	

Tabla 6. Ecuaciones constitutivas III.

	CORRELACIÓN	REF.	CORRELACIÓN	REF.
<b>DENSIDAD</b> [kg/m <sup>3</sup> ]	$\rho = 1036,4 + (329,889 * x_A) - (0,912519 * T_A) + (316,502 * x_A^2) - (0,000635131 * T_A^2);$	(Autor)	$\rho = (-197,26 * x_s^2) + 987,95 * x_s + 976,5$	(B. Ravindra Babu <i>et al.</i> , 2006)
<b>VISCOSIDAD</b> [Pa * s]	$\mu = (10^3) * (2,0041) * \exp(-0,4324 * mr_A) * \exp\{[(242,58 * mr_A) + 1889,3]/(T_A + 273)\} * (0,1/100);$	(Viet Bui A. & Nguyen M.H, 2004)	$\mu = (10^{-3}) * [(-0,3098 * mr_s^2) + (2,3155 * mr_s) + 0,1257] * \exp\{[(35,576 * mr_s^2) - (156,9 * mr_s) + 2032]/(T_s + 273,15)\} * (0,1/100);$	(Viet Bui & A., Nguyen M.H, 2004)
<b>CAPACIDAD CALORÍFICA</b> [ $\frac{J}{kg * K}$ ]	$C_p = (-3007,17) + (417,007 * T_A) + (-1982,1 * x_A) + (-5,01005 * T_A^2) + (-1546,87 * x_A^2)$	(Autor)	$C_p = 3678,4 - 2926 * x_s$	(Autor)
<b>CONDUCTIVIDAD TÉRMICA</b> [ $\frac{W}{m * K}$ ]	$K = 0,639606 - 0,22915 * x_A + 0,001053 * T_A$	(Autor)	$K = (24,4075 * T_s - 2782,75 * x_s - 0,634291 * T_s^2 + 7399,92 * x_s^2 + 0,00570753 * T_s^3 - 6888,82 * x_s^3 + 616,947)/1000$	(Autor)
<b>ACTIVIDAD</b>	$a_{wA} = \frac{1 - x_A}{1 - 0,9 * x_A} * \exp\left[-2,11 \left(\frac{x_A}{10 - 9 * x_A}\right)^2\right] * \exp\left[(-446,52 * x_A^3 + 349,34 * x_A^2 - 120,92 * x_A) * \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298,15}\right)\right]$	(Viet Bui <i>et al.</i> , 2003)	$a_{ws} = \frac{1 - x_s}{1 - 0,83766 * x_s} * \exp\left[86,7 \left(\frac{-x_s}{6,2 - 5,2 * x_s}\right)^2\right] * \exp\left[(-9561,7 * x_s^3 + 2853,8 * x_s^2 - 422,4 * x_s) * \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298,15}\right)\right]$	(Viet Bui <i>et al.</i> , 2003)



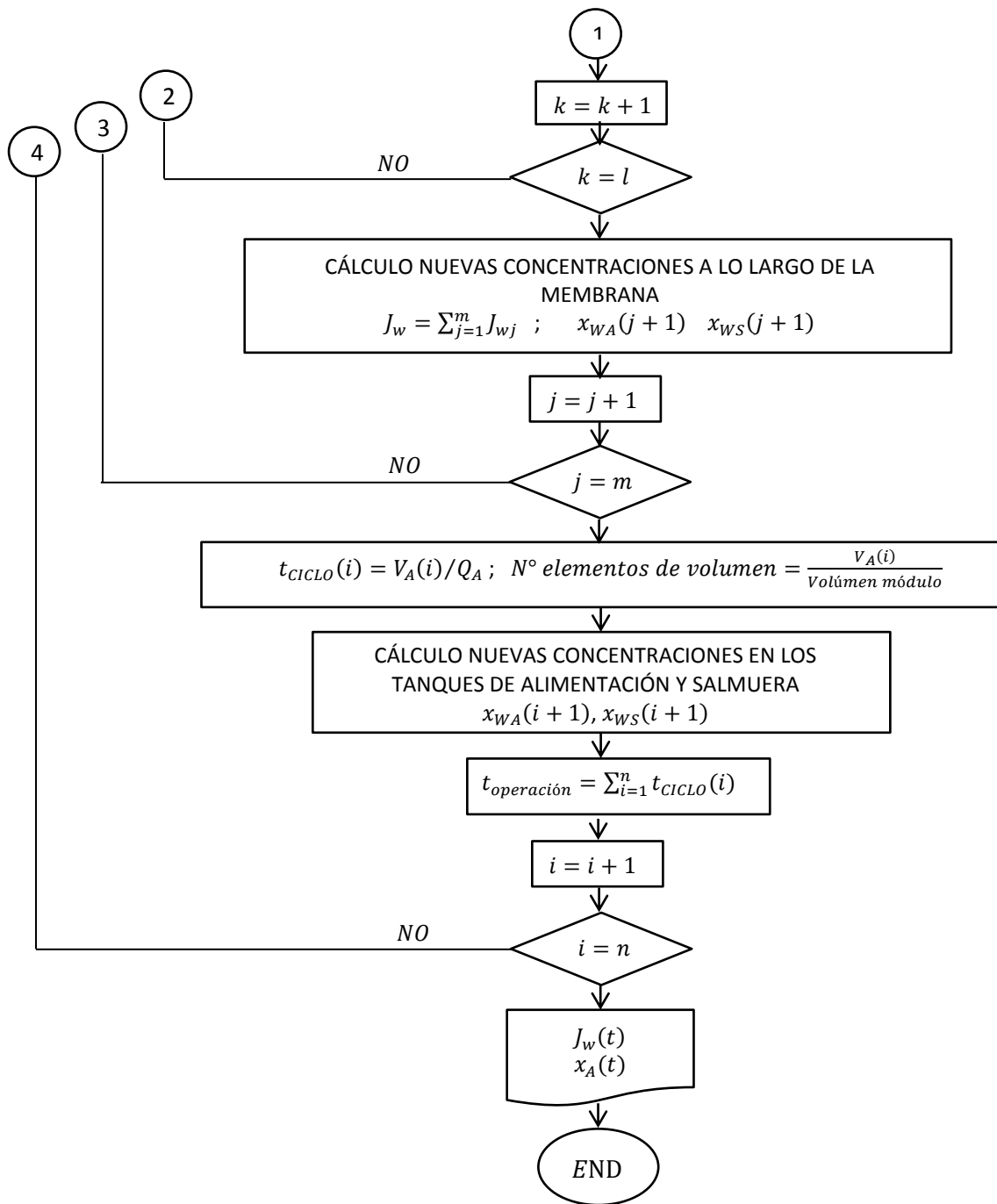
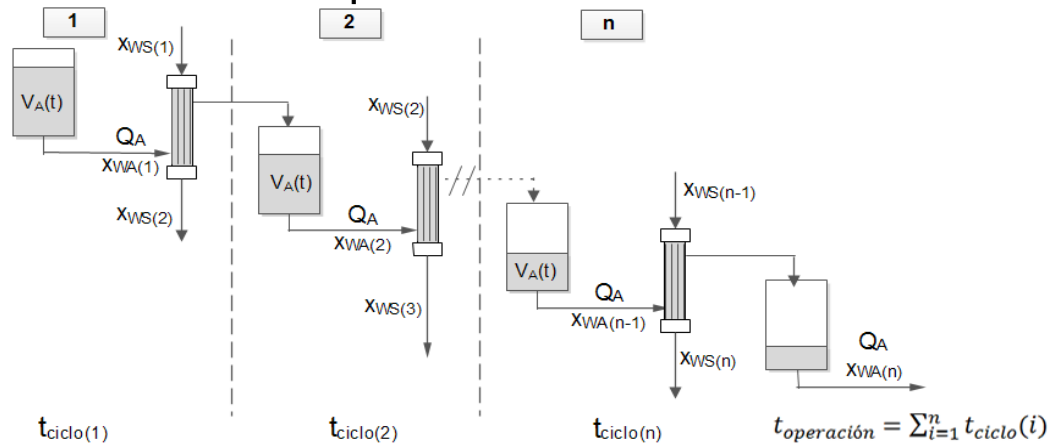


Figura 4. Diagrama de flujo del modelo que describe la transferencia de masa y energía del proceso

Mediante el método de diferencias finitas se debe definir la longitud de un elemento en los que se realiza la transferencia de masa (y con ello el número de elementos a lo largo de la membrana). Evaluando el porcentaje de variación del flux en función de la longitud de un elemento de transferencia, se encontró que la longitud del elemento debe ser inferior a 0,06 m para un caudal de alimentación de  $1 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  e inferior a 0,04 m para  $0,5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ .

Para facilitar la solución numérica de los balances de masa y energía a través del tiempo, se consideraron constantes las propiedades fisicoquímicas de las soluciones durante el pasaje de todo el volumen de alimentación y de salmuera a través del módulo membranario. Una vez cumplido esto se procedía a recalcular estas propiedades. La Figura 5 representa lo descrito anteriormente.

**Figura 5. Representación gráfica del método empleado para la solución de los balances de masa en los tanques.**

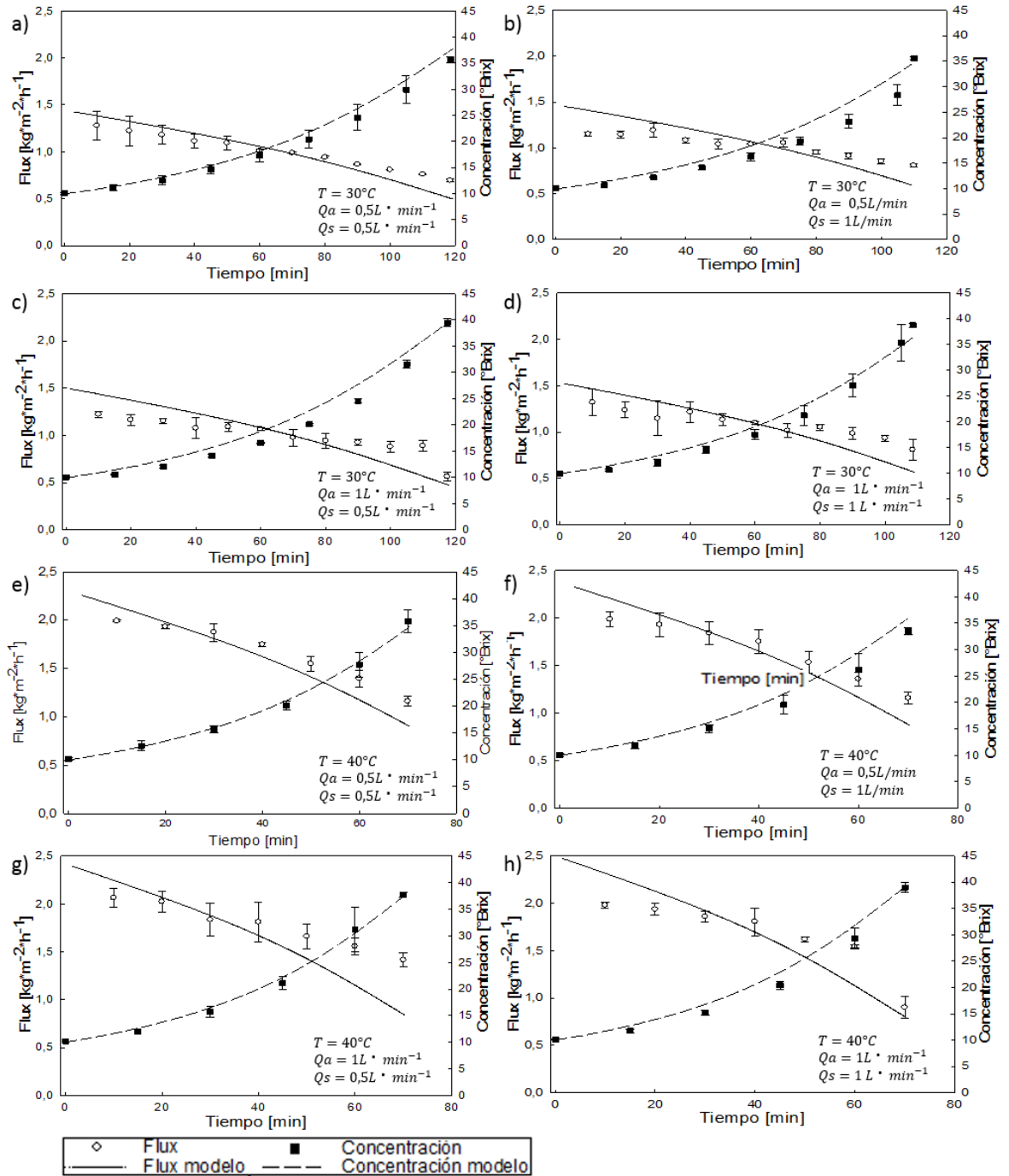


(Fuente: Autor)

## 2.2 VALIDACIÓN DEL MODELO PROPUESTO.

Para la validación del modelo propuesto, se compararon los perfiles de flux y concentración de la alimentación a través del tiempo, obtenidos por el modelo con los obtenidos experimentalmente para soluciones glucosa-agua. En la Figura 6 se presentan la comparación de los resultados obtenidos para cada una de las condiciones trabajadas.

Figura 6. Perfiles de concentración de glucosa y flux experimentales y teóricos para  $TSS_o=10^\circ\text{Brix}$ ,  $x_{s0}=45\% \text{p/p}$ , diferentes temperaturas y caudales de operación.



De esta figura se puede observar que el modelo describe convenientemente el comportamiento para el flux y la concentración en la alimentación a través del tiempo para todos los casos estudiados, con un porcentaje de error entre 0,2 y 36% para el flux y entre 0,2 y 16% para la concentración de las soluciones glucosa-agua. Hay que tener en cuenta que el modelo propuesto en este trabajo se encuentra en estado transitorio, lo que aumenta la dificultad para obtener porcentajes de error bajos. Otro punto a resaltar es que la curva modelada está muy bien ubicada dentro de los datos obtenidos en las pruebas, ya que, la mayoría de los puntos del modelo se encuentran dentro de las desviaciones experimentales obtenidas.

Se puede observar que al principio del proceso, los valores de flux calculados por el modelo son, en la mayoría de los casos, superiores a los obtenidos experimentalmente, después de un tiempo disminuyen ubicándose por debajo de estos. Estas diferencias pueden deberse a que al inicio del proceso las fibras no están totalmente humedecidas, consideración que no es tenida en cuenta por el modelo, por esto, al comienzo el flux experimental es inferior al modelado. Debido a lo anterior, la dilución de la salmuera ocurre de manera más rápida en el modelo, lo que conlleva a que después de cierto tiempo haya una disminución más rápida del flux modelado en comparación con el experimental.

Otros artículos han validado modelos con niveles superiores de error, como es el caso de Nagaraj *et al.* (2006) quienes validaron un modelo fenomenológico en estado estacionario, para la concentración de jugo de limón empleando diferentes concentraciones de  $\text{CaCl}_2\cdot\text{H}_2\text{O}$ . En este trabajo reportan errores de hasta un 341%.

Es importante mencionar que este es el primer trabajo en donde se reportan los perfiles de concentración de la alimentación a través del tiempo arrojados por un modelo matemático. Aunque existe un trabajo reportado (Alves & Coelho, 2007) en donde se plantea un modelo para la concentración de una solución de

sacarosa en estado transitorio, sus resultados solo reportan la comparación del flux experimental con el suministrado por el modelo, sin analizar los perfiles de concentración a través del tiempo.

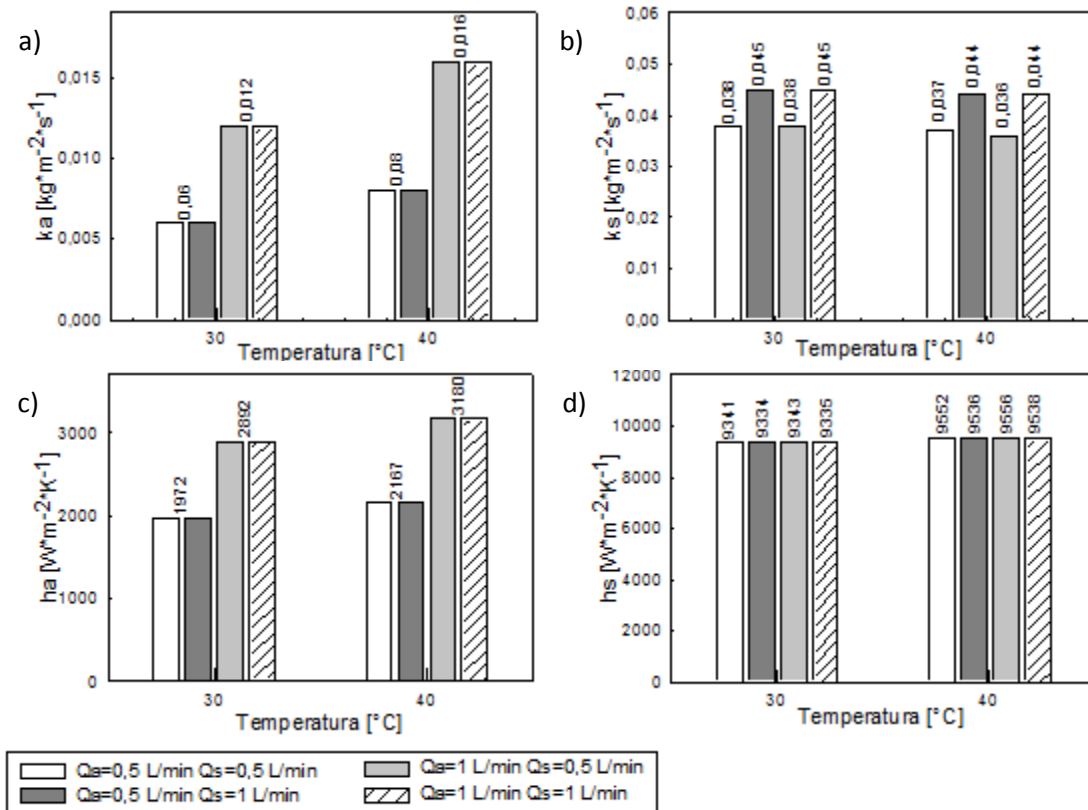
Del análisis anterior se puede decir que el modelo está validado para la solución de glucosa-agua para temperaturas de operación entre 30 y 40°C, caudales de alimentación y salmuera entre 0,5 y 1 L·min<sup>-1</sup>, concentraciones de alimentación entre 10 y 40°Brix y una concentración inicial de salmuera de 45%p/p.

### **1.1 ANÁLISIS DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA Y ENERGÍA.**

La Figura 7 muestra los coeficientes de transferencia de masa y energía en las capas límites estimados por el modelo, en función de la temperatura y los diferentes caudales evaluados a cada lado de la membrana.

De esta figura se puede observar que el mayor valor obtenido para los coeficientes de transferencia de masa en la alimentación y la salmuera son 0,016 y 0,045 kg·m<sup>-2</sup>·s<sup>-1</sup> respectivamente. En el caso de los coeficientes de transferencia de energía, se observa que el máximo valor de éste para la alimentación es de 3180 W·m<sup>-2</sup>·K<sup>-1</sup> y para la salmuera es de 9553 W·m<sup>-2</sup>·K<sup>-1</sup>. En todos los casos, los valores de los coeficientes de transferencia de masa y energía para la salmuera son mayores en comparación con los de la alimentación (hasta 3 veces mayor), por lo tanto, la mayor resistencia a cada una de las transferencias se le puede atribuir a la alimentación.

**Figura 7. Coeficientes de transferencia de masa y energía según modelo para diferentes caudales, temperaturas de operación,  $TSS_0=10^\circ\text{Brix}$  y  $x_{s0}=45\% \text{p/p}$ .**



Los resultados mostrados anteriormente concuerdan con los reportados por Babu *et al.* (2006) quienes emplearon  $\text{CaCl}_2$  como agente extractor para concentrar jugo de limón y una solución de ficocianina. Ellos encontraron que el coeficiente de transferencia de masa para la salmuera era 2 veces mayor comparado con el de la solución de ficocianina y 11 veces mayor respecto al de jugo de limón. En el caso de los coeficientes de energía, el coeficiente de la salmuera es de 6 a 11 veces mayor comparado con los de la alimentación.

Se puede observar que la temperatura tiene mayor efecto en los coeficientes de transferencia en lado de la alimentación. Esto se debe a que la temperatura tiene más influencia en las propiedades fisicoquímicas de la solución de alimentación en comparación con la salmuera. El aumentar  $10^\circ\text{C}$  en la temperatura de operación refleja un aumento del 33% y 10% en los coeficientes de transferencia de masa y

energía en la alimentación respectivamente. Se puede decir entonces, que un aumento en la temperatura disminuye las resistencias a las transferencias.

Igualmente, los coeficientes de transferencia en el lado de la alimentación y la salmuera se ven influenciados por sus respectivos caudales. Al duplicar los caudales de la solución a concentrar y la salmuera, los coeficientes de transferencia de masa aumentan hasta un 100 y un 18% respectivamente. Esto se debe a que un aumento en el caudal conlleva a una reducción del espesor de la capa límite, lo que se ve reflejado en una disminución en la resistencia de cada una de las transferencias (Babu *et al.*, 2006). Con respecto a esto, Nagaraj *et al.* (2006) reportaron, para la concentración de jugo de limón por EO utilizando  $\text{CaCl}_2$ , que al variar los dos caudales entre 0,05 a 0,1  $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ , el coeficiente de transferencia de masa para la alimentación aumenta hasta un 39% y para la salmuera hasta un 43%. Estas diferencias en los porcentajes de variación con respecto al presente estudio pueden ser debido a diferencias en la solución de alimentación empleada y en los niveles de caudal evaluados.

Para los coeficientes de transferencia de energía, solo el correspondiente al de alimentación presentó un incremento del 46% al duplicar el caudal de alimentación. En la literatura no se encontraron reportados este tipo de análisis.

Como se puede observar del anterior análisis, un aumento en cada una de las condiciones de operación evaluadas conlleva a un aumento en cada uno de los coeficientes, lo que mejora la transferencia de masa y energía en el proceso. La significancia de las influencias anteriormente enunciadas fueron verificadas mediante análisis de Pareto utilizando STATGRAPHICS CENTURION XVI.I.

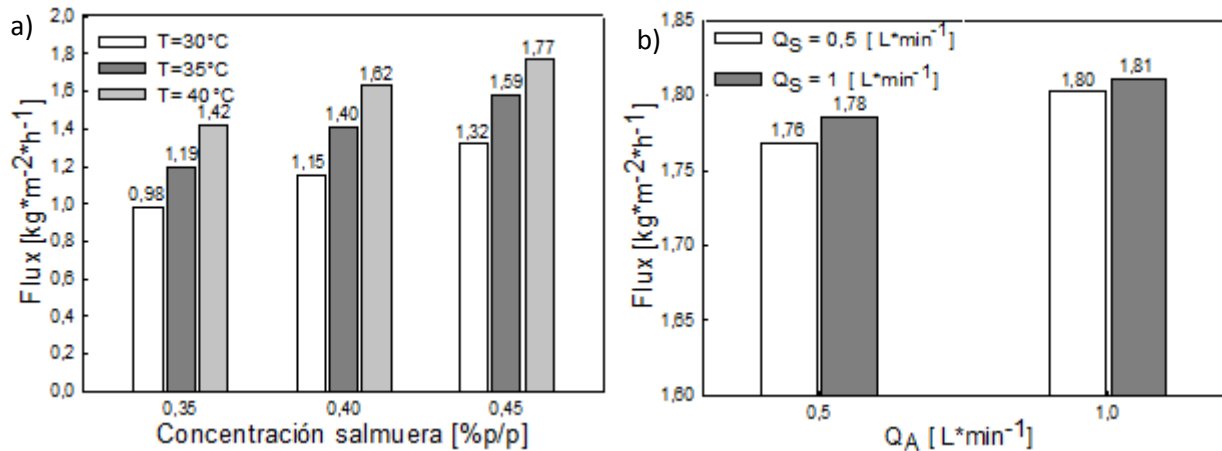
## **1.2 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN CON EL MODELO.**

En la Figura 8a se muestra el efecto de la temperatura y la concentración de la salmuera sobre el flux, a caudales de alimentación y salmuera de 1  $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ . En la

Figura 8b se observa la influencia de los caudales de la solución de alimentación y salmuera sobre el flux, a 40°C y una concentración de la salmuera de 0,45 %p/p.

En dichos diagramas se puede observar que el flux aumenta con todos los parámetros de operación, pero principalmente con la temperatura y la concentración de la salmuera. Un incremento en un 29% de la concentración inicial de la salmuera y un 33% en la temperatura, conlleva a un aumento del flux hasta un 35 y un 45% respectivamente. Este efecto positivo se debe a que un aumento de la temperatura conlleva a un aumento en la presión parcial del agua en la interfase líquido-membrana y en el coeficiente de difusión del agua. Un incremento en la concentración de la salmuera genera un aumento en el gradiente de presión osmótica. Estos factores en conjunto favorecen el paso de vapor de agua a través de los poros.

**Figura 8. Diagrama de barras para observar la influencia de las variables de operación sobre el flux promedio en un tiempo de operación de 60 min.** a)  $Q_A = Q_S = 1 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ ,  $TSS_i = 10^\circ\text{Brix}$ . b)  $T = 40^\circ\text{C}$ ,  $TSS_o = 10^\circ\text{Brix}$ ,  $x_{s_o} = 45\% \text{p/p}$



La influencia de estas dos variables de operación sobre el flux de permeado fue evidenciado por Valdés *et al.* (2009), quienes al triplicar la concentración en la salmuera, observaron que el flux se triplicaba. Igualmente, Courel *et al.* (2000), observaron que una reducción del 30% en la concentración de la salmuera conlleva a una disminución hasta del 64% en el flux. Además se encontró que un aumento de 15°C en la temperatura de operación puede incrementar el flux entre

un 32 y un 120%, dependiendo de la concentración inicial de alimentación. Así mismo, Alves & Coelho (2002) encontraron que aumentar en 10°C la temperatura de operación, conlleva a un aumento del flux hasta del 60%.

La influencia que tienen los caudales de la salmuera y la alimentación sobre el flux no es significativa (incrementos del 100% en ambos caudales conllevan hasta un aumento sólo del 2% en el flux). Esto se debe a que a caudales altos, el efecto de polarización por concentración es poco, llegando un punto en el cual es despreciable debido a la reducción de la capa límite en la interfase líquido-membrana (Courel *et al.*, 2000). Estos resultados concuerdan con los obtenidos por Hongvaleerat *et al.* (2008), quienes encontraron que un incremento de un 55% en la velocidad de alimentación de la salmuera conlleva a un aumento del flux de solo el 8%.

La significancia de la influencia de las variables anteriormente mencionadas fue confirmada mediante análisis de Pareto utilizando el programa STATGRAPHICS CENTURION XVI.I.

En la Tabla 7 se resumen los valores óptimos para las variables de operación obtenidos del análisis anterior. Como se puede observar los valores obtenidos se encuentran en los niveles superiores de los rangos escogidos para cada variable. De ahí que no pueda asegurarse que sean los óptimos para el proceso en general.

**Tabla 7. Variables óptimas estimadas por STATGRAPHICS CENTURION XVI.I**

VARIABLE	VALOR ÓPTIMO
Temperatura [°C]	40
Concentración inicial salmuera [%p/p]	45
Caudal alimentación [ $L \cdot \text{min}^{-1}$ ]	1
Caudal salmuera [ $L \cdot \text{min}^{-1}$ ]	1

## **2.5 ESTUDIO DE LA EO USANDO SOLUCIONES REALES DE HIDROLIZADOS DE ALMIDÓN DE YUCA.**

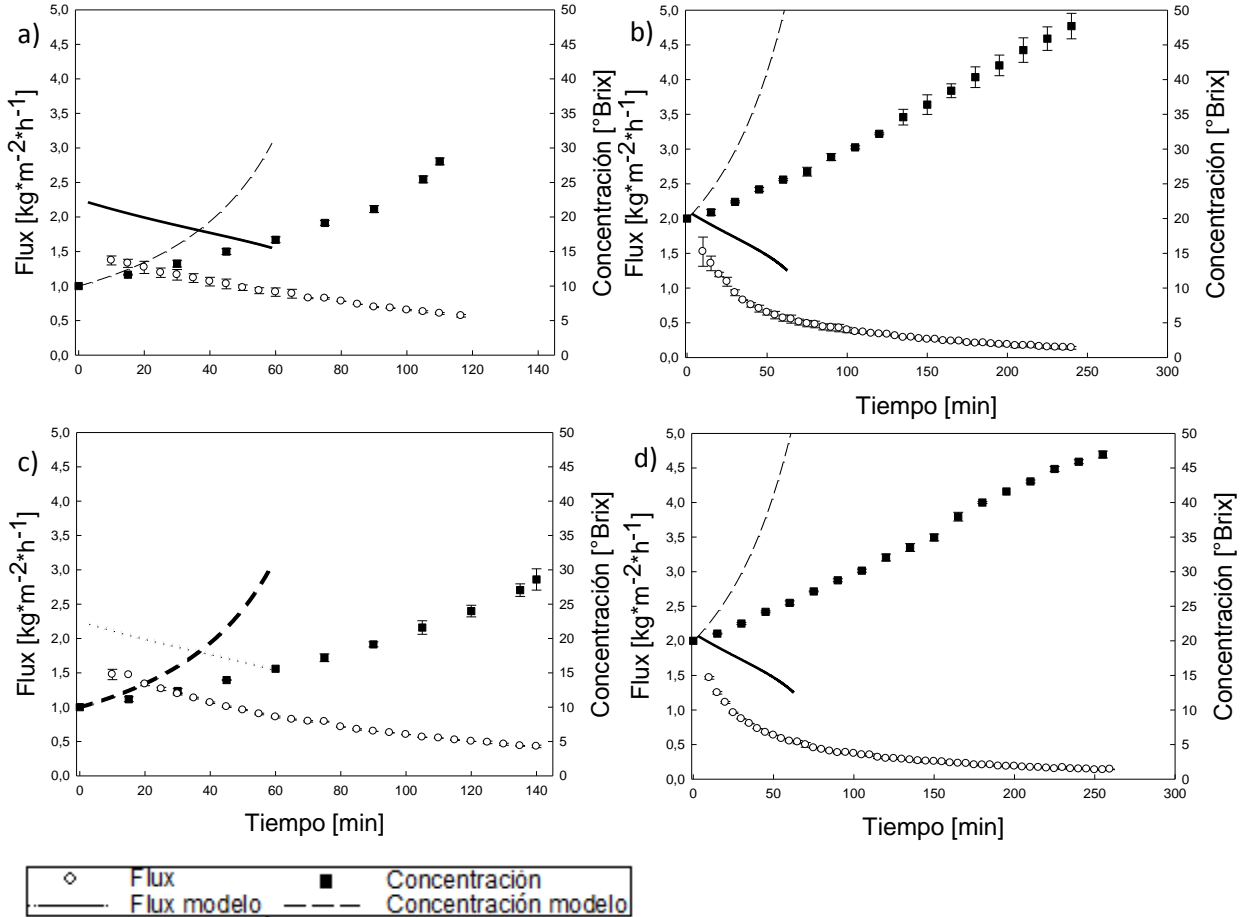
Es importante recordar que estas soluciones se prepararon a partir de jarabes de glucosa concentrados.

Para esta etapa del trabajo se utilizaron las condiciones presentadas en la Tabla 7, a excepción del caudal de alimentación y salmuera, trabajadas a  $0,5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  (anteriormente se encontró que el caudal no influye de manera significativa el proceso y de esta manera se evita hacer trabajar de forma innecesaria las bombas de alimentación).

En la Figura 9 se muestran los perfiles de flux y concentración obtenidos con el modelo para dos concentraciones iniciales de alimentación diferentes, para las dos soluciones de jarabes estudiadas.

Para la obtención de los perfiles teóricos, el criterio de parada fue alcanzar la concentración final obtenida experimentalmente. Como se puede observar en esta figura, los valores de flux obtenidos por el modelo siempre son superiores a los experimentales (hasta 2,3 veces), por lo cual, su tiempo de operación es de hasta 4 veces menor. Esta diferencia significativa se debe a que al parecer las propiedades fisicoquímicas de las soluciones reales difieren en gran medida a las de las soluciones ideales (glucosa-agua). Debido a lo anterior, el sistema con estas soluciones se comporta de manera diferente. Por ejemplo, para soluciones glucosa-agua, la consideración de que las fibras estaban suficientemente separadas para permitir el paso de la solución de alimentación entre ellas funcionó adecuadamente. Lo que no sucedió al trabajar con soluciones reales ya que se presenta mayor dificultad para el desplazamiento de la solución entre las fibras afectando la transferencia de masa.

**Figura 9. Perfiles de concentración y flux obtenidos con el modelo y experimentalmente para solución 1 (a y b), y solución 2 (c y d), a diferentes concentraciones iniciales.  $Q_A = Q_S = 0,5 L \cdot min^{-1}$ ,  $T = 40^\circ C$  y  $x_{s0}=45 \%p/p$ .**



Para obtener un mejor ajuste del modelo, se deberán considerar los fenómenos de transferencia entre las fibras, sin olvidar las correlaciones que relacionan las características fisicoquímicas para este tipo de soluciones.

En la Figura 9 también se observa que inicialmente el flux es similar, independientemente de la concentración inicial y del tipo de solución de jarabe, lo cual se debe a que al principio del proceso las fibras no se han humedecido totalmente y no se ha establecido completamente la superficie de contacto líquido-membrana. Una vez humedecidas totalmente las fibras, se puede ver el efecto negativo que tiene la concentración inicial en la fuerza impulsora del proceso.

También se puede apreciar que al trabajar con las dos soluciones de jarabes a una misma concentración inicial, la diferencia en el tiempo de operación entre estos es de 20 y 30 min. En todos los casos, el proceso de concentración de la solución 1 fue el más rápido. Esta diferencia en los tiempos de operación se puede atribuir a que la composición química es distinta para cada uno de los jarabes (ver Tabla 1). Los dos jarabes presentan compuestos diferentes, los cuales constituyen más del 70% del jarabe 2, y poseen mayor peso molecular que cualquiera de los componentes encontrados en el jarabe 1. Por ello, el flux para la solución 1 es mayor que para la solución 2, ya que la actividad del agua depende del tamaño de las moléculas y su forma (Smith *et al.*, 1997). Además de lo anterior, el flux se ve influenciado por la viscosidad de la solución a concentrar (Cassano & Drioli, 2007). Por lo tanto, el jarabe 2 al tener los compuestos más grandes y con más ramificaciones, hace que sea más difícil el paso de la solución 2, entre las fibras compactas del módulo, en comparación con la solución 1.

Al final de todas las pruebas realizadas, por medición de la conductividad y DNS se verificó que no hubo fuga de la alimentación hacia la salmuera y viceversa.

## **2.6 ANÁLISIS DE LA EO A ESCALA SUPERIOR**

Se quiso plantear como ejercicio teórico el análisis de esta técnica de concentración a una escala superior.

La empresa PROMITEC SANTANDER S.A.S concentra diariamente un promedio de 9000 L de hidrolizados de almidón, con una concentración inicial de 20°Brix hasta una concentración final de 60°Brix (lo que sería remover aproximadamente 6480 L de agua de la solución inicial de jarabe). Actualmente la empresa emplea aproximadamente 36 h mediante evaporación al vacío. En esta parte se quiere evaluar la posibilidad de llevar a cabo este mismo proceso mediante la EO trabajando en batch, con un tiempo de operación de 36 h y de 6 h.

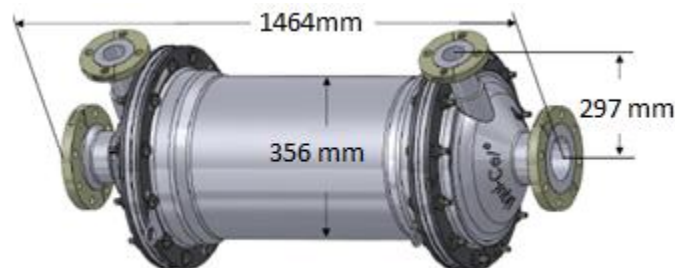
Teniendo en cuenta que los procesos membranarios se pueden escalar de manera casi lineal, y que el flux mínimo registrado en la parte experimental fue de aproximadamente  $0,4 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ , se puede determinar la superficie de la membrana requerida para llevar a cabo estos procesos mediante la siguiente expresión:

$$\text{Área} = \frac{\text{Flujo de agua retirada}}{\text{Flux de agua}}$$

El proceso batch cuyo tiempo de operación es de 36 h, requiere retirar agua a un flujo de  $180 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ , y en el proceso de 6 h, el flujo requerido es de  $1080 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ , para lo que se necesitaría una superficie membranaria de  $450 \text{ m}^2$  y  $2700 \text{ m}^2$  respectivamente.

La empresa Liqui-Cel® ofrece membranas de fibra hueca, de las cuales se escogió la mostrada en la Figura 10.

**Figura 10. Membrana 11x28 Extra flow marca Liqui-Cel® Fuente: <http://www.liqui-cel.com.mx/product-information/data-sheets.cfm>**



Esta membrana posee una longitud y un diámetro de 1,16 m y 0,35 m respectivamente, tiene un área superficial de  $220 \text{ m}^2$ , trabaja caudales entre 267 y  $1513 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ , soporta temperaturas de operación hasta  $50^\circ\text{C}$  y el material de sus fibras es polipropileno.

Teniendo en cuenta lo anterior, para llevar a cabo la concentración de los jarabes en un proceso batch de 36 y 6 h, los módulos requeridos, como el mostrado en la Figura 9, serían 2 y 13 respectivamente.

Una desventaja de este proceso sería el volumen de salmuera requerido en cada cochada, ya que en esta investigación se planteó trabajar con 3 veces el volumen inicial de la solución a concentrar. Una manera de solucionar esto sería implementar un proceso de reconcentración de esta solución y así poder reutilizarla. Para esto se puede hacer uso de un evaporador de película al vacío, en los cuales se maximiza la superficie de contacto, lo que mejora la transferencia de masa y energía, disminuyendo el consumo energético comparado con la evaporación al vacío (Rodríguez & Sandoval, 2011). Además, el vapor generado durante la evaporación, puede emplearse para el calentamiento de la solución a concentrar.

Con lo anterior se podría plantear que el volumen de salmuera para estos procesos fuera de 3000 L. Se recomienda realizar un estudio más a fondo, considerando los balances de masa y energía, para llevar a cabo los procesos mencionados anteriormente.

### 3. CONCLUSIONES

Se validó el primer modelo en estado transitorio que describe la transferencia de masa y energía en el proceso de EO, para la concentración de la solución glucosa-agua. Se obtuvieron porcentajes de error de hasta 16 y 30%, para los perfiles de concentración y flux respectivamente, bajo las condiciones de temperatura y caudales evaluados.

Los coeficientes de transferencia de masa en las capas límite se ven mayormente afectados por los caudales de operación que por la temperatura. Al duplicar los caudales de la solución a concentrar y la salmuera, sus coeficientes aumentan hasta un 100 y un 18% respectivamente. Sin embargo, el efecto de los caudales en el flux no es importante, debido a que el rango escogido para estos, se encuentran en un valor a partir del cual la polarización por concentración ya no es significativa.

Dentro de los rangos de operación estudiados, se encontró que las variables que tienen más influencia en el flux de permeado son la temperatura de operación y la concentración de la salmuera. Variaciones en los valores de estas variables conllevan a un aumento del flux de hasta el 45%.

Se realizó una comparación entre los perfiles de flux y concentración suministrados por el modelo, y los obtenidos experimentalmente utilizando soluciones reales preparadas a partir de jarabes de hidrolizados de almidón de yuca. Se obtuvo que el tiempo de operación predicho por el modelo fue 4 veces menor al obtenido experimentalmente. Esto se debe a que las propiedades fisicoquímicas de las soluciones ideales (glucosa-agua) difieren en gran medida de las reales, lo que hace que el sistema se comporte de manera diferente.

Se observó que la composición química de los jarabes afecta el tiempo de operación, existiendo diferencias de hasta 30 min. Los resultados obtenidos muestran que la concentración de estas soluciones por este método podría ser

una alternativa interesante, ya que las concentraciones finales obtenidas llegaron a valores altos (hasta 60°Brix).

En el proceso de concentración de 9000 L de jarabe en batch para tiempos de operación de 6 y 36 h, se necesitarían 2 y 13 módulos respectivamente, los cuales se puede encontrar a la venta. Adicionalmente, para evitar el uso de volúmenes grandes de salmuera, se podría implementar un evaporador de película al vacío para su continua reconcentración.

#### **4. RECOMENDACIONES**

Con el objetivo de mejorar la predicción del modelo matemático, se sugiere considerar las propiedades fisicoquímicas, coeficientes de actividad y de difusión de la solución de los jarabes utilizados.

Para mejorar la productividad de este método de concentración, se sugiere implementar un proceso de reconcentración de la salmuera por evaporación de película al vacío, con el fin de que la dilución de esta no afecte el flux durante el proceso.

## **BIBLIOGRAFÍA**

A. Cassano, E. Drioli. Concentration of clarified kiwifruit juice by osmotic distillation. *Journal of Food Engineering* 79 (2007) 1397–1404.

A. Vargas, B. Torrestiana, A. Garcia, G. Aguilar. Effect of grafting on microstructure, composition and surface and transport properties of ceramic membranes for osmotic evaporation. *Separation and Purification Technology* 80 (2011) 473-481.

A. Viet, H. Nguyen, M. Joachim. Prediction of water activity of glucose and calcium chloride solutions. *Journal of Food Engineering* 57 (2003) 243–248.

A. Viet, H. Nguyen. Prediction of viscosity of glucose and calcium chloride solutions. *Journal of Food Engineering* 62 (2004) 345–349.

B. Ravindra Babu, N.K. Rastogi, K.S.M.S. Raghavarao. Mass transfer in osmotic membrane distillation of phycocyanin colorant and sweet-lime juice. *Journal of Membrane Science* 272 (2006) 58–69.

B. Ravindra Babu, N.K. Rastogi, K.S.M.S. Raghavarao. Concentration and temperature polarization effects during osmotic membrane distillation. *Journal of Membrane Science* 322 (2008) 146–153.

C. Hongvaleerat, L. M. C. Cabral, M. Dornier, M. Reynes, S. Ningsanond. Concentration of pineapple juice by osmotic evaporation. *Journal of food Engineering*.88 (2008) 548-552.

C.J. Geankoplis. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. 3ra edición. Continental S.A. México (1998). Pág. 448.

F. Brodard, J. Romero, M.P. Belleville, J. Sanchez, C. Combe-James, M. Dornier, G.M. Rios. New hydrophobic membranes for osmotic evaporation process. *Separation and Purification Technology*. 32 (2003) 3-7.

F. Forero, C. A. Vélez. Análisis de los fenómenos de transferencia en el proceso de evaporación osmótica. *Ingeniería e investigación* 31 No. 3 (Diciembre 2011) 40-49.

F. Gabino, M.P. Belleville, L. Preziosi-Belloy, M. Dornier, J. Sanchez. Evaluation of the cleaning of a new hydrophobic membrane for osmotic evaporation. *Separation and Purification Technology* 55 (2007) 191–197.

F. Vaillant, E. Jeanton, M. Dornier, G.M. O'Brien, M. Reynes, M. Decloux. Concentration of passion fruit juice on an industrial pilot scale using osmotic evaporation. *Journal of Food Engineering* 47 (2001) 195-202.

H. Valdés, J. Romero, A. Saavedra, A. Plaza, V. Bubnovich. Concentration of noni juice by means of osmotic distillation. *Journal of Membrane Science* 330 (2009) 205–213.

I. B. Aguilar , N.G.M. Miranda , F. S. Gomes , M. C.S. Santos , D. de G.C. Freitas, R. V. Tonon, L. M.C. Cabral. Physicochemical and sensory properties of apple juice concentrated by reverse osmosis and osmotic evaporation. *Innovative Food Science and Emerging Technologies*. (2012).

J. Romero, G. M. Ríos, J. Sanchez, S. Bocquet, A. Savedra. Modelling Heat and Mass Transfer in Osmotic Evaporation Process. *American Institute of Chemical Engineers ( AIChE Journal)*. 49 (Febrero 2003) 300-308.

J.M. Smith, H.C. Van Ness, M.M Abbott. *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química*. 5ta edición. McGraw-Hill (1997). Pág. 482 a 526, apéndice G.

M. Cisse, F. Vaillant, A. Perez, M. Dornier, M. Reynes. The quality of orange juice processed by coupling crossflow microfiltration and osmotic evaporation. *International Journal of Food Science and Technology* 40. (2005) 105–116.

M. Cissé, F. Vaillant, S. Bouquet, D. Pallet, F. Lutin, M. Reynes, M. Dornier. Athermal concentration by osmotic evaporation of roselle extract, apple and grape

juices and impact on quality. *Innovative Food Science and Emerging Technologies* 12 (2011) 352–360.

M. Courel, M. Dornier, G.M. Rios, M. Reynes. Modelling of water transport in osmotic distillation using asymmetric membrane. *Journal of Membrane Science* 173 (2000) 107–122.

M. Courel, M. Dornier, J. Herry, G. M. Rios, M. Reynes. Effect of operating conditions on water transport during the concentration of sucrose solutions by osmotic distillation. *Journal of Membrane Science* 170 (2000) 281–289.

N. Nagaraj, G. Patil, B. Ravindra, U.H. Hebbar, K.S.M.S. Raghavarao, S. Nene. Mass transfer in osmotic membrane distillation. *Journal of Membrane Science* 268 (2006) 48–56.

P. E. Shaw, M. Lebrun, M. Dornier, M. N. Ducamp, M. Courel and M. Reynes. Evaluation of Concentrated Orange and Passionfruit Juices Prepared by Osmotic Evaporation. *Lebensm.-Wiss. u.-Technol.* 34, (2001) 60-65.

S.R. Rodríguez, J.T. Sandoval. Obtención de jarabes de glucosa a partir de la hidrólisis de almidón de yuca: etapas de preconcentración y concentración. Tesis de pregrado (Ingeniería Química). Colombia: Universidad Industrial de Santander (2011). 42 p.

V.D. Alves, I.M. Coelho. Orange juice concentration by osmotic evaporation and membrane distillation: A comparative study. *Journal of Food Engineering* 74 (2006) 125–133.

V.D. Alves, I.M. Coelho. Mass transfer in osmotic evaporation: effect of process parameters. *Journal of Membrane Science*. 208 (2002) 171–179.

V.D. Alves, I.M. Coelho. Effect of membrane characteristics on mass and heat transfer in the osmotic evaporation process. *Journal of Membrane Science* 228. (2004) 159–167.

V.D. Alves, I.M. Coelho. Study of mass and heat transfer in the osmotic evaporation process using hollow fibre membrane contactors. *Journal of Membrane Science* 289 (2007) 249–257.

W. Kunz, A. Benhabiles, R. Ben-Kim. Osmotic evaporation through macroporous hydrophobic membranes: a survey of current research and applications. *Journal of Membrane Science* 121 (1996) 25-36.

Y. A. Cengel. *Transferencia de calor y masa*. 3ra edición. McGraw-Hill (2007). Pág 470.