

En español

## Análisis de los fenómenos de transferencia en el proceso de evaporación osmótica

Freddy Forero Longas<sup>1</sup>, Carlos Antonio Vélez Pasos<sup>2</sup>

### RESUMEN

La evaporación osmótica es una modificación de los procesos tradicionales que utilizan membranas; mediante una diferencial de presión de vapor, producido por una solución de extracción fuertemente concentrada, se transfiere agua solo en forma de vapor a través de una membrana que actúa como cuerpo hidrófobo. Este proceso tiene múltiples ventajas comparado con los procesos tradicionales, pues permite trabajar a presión atmosférica y baja temperatura, ideal para productos sensibles al calor. En este documento se presentan y analizan de forma sintética los fenómenos de transferencia de masa y calor del proceso y se describen los modelos usados para calcular parámetros de interés como flujos, temperaturas, coeficientes de transferencia y sus interrelaciones cuando se utilizan módulos de fibras huecas, con el fin de proveer una herramienta de consulta rápida y concreta.

**Palabras clave:** concentración, transferencia de masa, transferencia de calor, membrana hidrófoba, difusión.

Recibido: febrero 3 de 2011

Aceptado: noviembre 20 de 2011

### Introducción

La evaporación osmótica (EO), una de las variantes de la destilación por membranas (DM), utiliza membranas hidrófobas cuyos poros se llenan con la fase gaseosa del fluido que se desea concentrar, lo que previene la penetración del agua, de tal modo que solo los componentes volátiles de la alimentación pueden ser transportados a través de la membrana (Sur *et al.*, 2008). La diferencia de presión parcial de los líquidos que se encuentran separados por la membrana dentro del sistema es generalmente aceptada como la fuerza impulsora, cuyo valor depende de la temperatura y composición de las capas adyacentes a la superficie de la membrana; el gradiente de presión parcial puede formarse por las diferencias de temperatura y concentración (Bui *et al.*, 2004; Gryta *et al.*, 2005; Ravindra *et al.*, 2008; Shen *et al.*, 2008).

La DM se lleva a cabo de varios modos, según la forma de coleccionar el permeado, el mecanismo de transferencia de masa por la membrana y el origen de la fuerza impulsora, características que han sido utilizadas para generar la nomenclatura usada en estas técnicas. El término "evaporación osmótica" ha sido generalizado (Courel *et al.*, 2000; Romero *et al.*, 2003a) sin necesidad de mencionar las palabras "destilación por membranas", a fin de

In English

## Analysing transfer phenomena in osmotic evaporation

Freddy Forero Longas<sup>3</sup>, Carlos Antonio Vélez Pasos<sup>4</sup>

### ABSTRACT

Osmotic evaporation is a modification of traditional processes using membranes; by means of a vapour pressure differential, produced by a highly concentrated extraction solution, water is transferred through a hydrophobic membrane as vapour. This technique has many advantages over traditional processes, allowing work at atmospheric pressure and low temperatures, this being ideal for heat-sensitive products. This paper presents and synthetically analyses the phenomena of heat and mass transfer which occurs in the process and describes the models used for estimating the parameters of interest, such as flow, temperature, heat transfer rate and the relationships that exist amongst them when hollow fibre modules are used, providing a quick reference tool and specific information about this process.

**Keywords:** concentration, mass transfer, heat transfer, hydrophobic membrane, diffusion.

Received: February 3th 2011

Accepted: November 20th 2011

### Introduction

Osmotic evaporation (OE), a variant of membrane distillation (MD), uses hydrophobic membranes whose pores are filled with the gas phase of fluid to be concentrated, thereby preventing water penetration in such a way that only the volatile components of food can be transported across a membrane (Sur *et al.*, 2008). The difference in liquids' partial pressure separated by a membrane within a system is generally accepted as the driving force, whose value depends on the temperature and composition of the layers adjacent to the membrane surface. A partial pressure gradient can be formed by temperature and concentration differences (Bui *et al.*, 2004; Gryta *et al.*, 2005; Ravindra *et al.*, 2008; Shen *et al.*, 2008).

MD is carried out in several ways, according to how permeate is collected, the mechanism for mass transfer through a membrane and the origin of the driving force; such characteristics have given rise to the nomenclature used for these techniques. The term "osmotic evaporation" has been generalised (Courel *et al.*, 2000; Romero *et al.*, 2003a) without mentioning the words "membrane distillation" to highlight the strong influence of the

<sup>1</sup> Ingeniero Agroindustrial, Universidad del Tolima. Estudiante de doctorado en Ingeniería de Alimentos. Universidad del Valle. freddy.forero@correounivalle.edu.co

<sup>2</sup> Doctor en Ingeniería de Alimentos, Universidad de Campinas, Brasil. Profesor titular, Universidad del Valle. carlos.velez@correounivalle.edu.co

<sup>3</sup> Agroindustrial Engineer, Universidad del Tolima.. Ph.D. student in Food Engineering. Universidad del Valle. @ correounivalle.edu.co freddy.forero

<sup>4</sup> Ph.D. in Food Engineering, University of Universidad de Campinas, Brazil. Professor, Universidad del Valle. carlos.velez @ correounivalle.edu.co

En español

resaltar la marcada influencia de la concentración en el proceso. Algunos autores la denominan también destilación osmótica, concentración osmótica o destilación isotérmica (Petrots *et al.*, 2001). Esta técnica ha despertado bastante interés en el área del procesamiento de alimentos líquidos, como la concentración de jugos de frutas (Shaw *et al.*, 2001; Vaillant *et al.*, 2001; Valdes *et al.*, 2009), vegetales, leche, café instantáneo, té y otros productos sensitivos al calor, al poder trabajar a presión atmosférica, temperatura ambiente y condiciones casi isotérmicas (Bailey *et al.*, 2000; Nii *et al.*, 2002), eliminando las reacciones de pardeamiento no enzimático y Maillard, degradación de color, sabor y pérdida de aromas, sumado a todo esto el bajo consumo energético.

## Fenómenos de transporte

El elemento poroso de la membrana del sistema de EO se encuentra en contacto íntimo con los dos líquidos circulantes y la temperatura del fluido a concentrar es baja y cercana a la de la salmuera. Gracias a la hidrofobicidad del polímero la membrana no puede ser mojada por los líquidos, creando una interfaz vapor-líquido a la entrada de los poros; la diferencia en actividad de agua entre la solución acuosa y la salmuera se traduce en una diferencia de presiones de vapor, convirtiéndose en la fuerza impulsora para el transporte de agua en forma de vapor (figura 1a). El proceso de transporte de masa puede ser dividido en tres etapas: el paso inicial y final corresponde a la transferencia de agua desde la solución diluida por medio de la interfaz de evaporación y viceversa, desde la superficie de condensación hacia la salmuera; el paso intermedio es el movimiento en fase de vapor a través del material poroso (Romero *et al.*, 2003b; Thanedgunbaworn *et al.*, 2009). La diferencia de presión de vapor a través de la membrana se obtiene generalmente con soluciones de sales como NaCl, CaCl<sub>2</sub>, MgCl<sub>2</sub>, MgSO<sub>4</sub> (Gryta, 2001; Bandini *et al.*, 2002; Bui *et al.*, 2003) y algunos líquidos orgánicos como glicerol y poliglicoles (Alves *et al.*, 2002; Celere *et al.*, 2004; Celere *et al.*, 2005), que en general presentan alta solubilidad, baja actividad de agua y alta tensión superficial.

### Masa

El modelo básico para describir el sistema está dado por la ecuación (1) que relaciona el flux y la fuerza impulsora mediante una constante de proporcionalidad (coeficiente de transferencia de masa), la cual es considerada como permeabilidad de la membrana (Cassano *et al.*, 2003; Alves *et al.*, 2004).

$$N = K(P_{wa} - P_{wp}) \quad (1)$$

$$K = \left( \frac{1}{K_a} + \frac{1}{K_m} + \frac{1}{K_p} \right)^{-1} \quad (2)$$

Puesto que las condiciones existentes en la interfaz no siempre están disponibles, una representación más completa del proceso está dada por la ecuación (2), donde el coeficiente global K integra varias resistencias a la transferencia de masa (figura 1b).

La presión de vapor de agua a la entrada de los poros tanto de la solución diluida como de la salmuera está relacionada con la temperatura y actividad prevaleciente en la interfaz de la membrana; esta condición es muy útil al momento de calcular la permeabilidad (K), para lo cual se pueden usar las siguientes

In English

concentration within the process. It has also been called osmotic distillation, osmotic concentration and isothermal distillation by some authors (Petrots *et al.*, 2001). This technique has aroused considerable interest in the area of processed food in liquid form, such as concentrated fruit juice concentration, vegetables, milk, instant coffee, tea and other heat-sensitive products (Shaw *et al.*, 2001; Vaillant *et al.*, 2001; Valdes *et al.*, 2009) because it works at atmospheric pressure, low temperature and in almost isothermal conditions (Bailey *et al.*, 2000; Nii *et al.*, 2002), eliminating non-enzymatic browning and Maillard reactions, degradation of colour, flavour and aroma loss and low energy consumption.

## Transport phenomena

An EO system's porous membrane element is in intimate contact with circulating liquids, feed temperature is low and close to that of brine. Due to a polymer's hydrophobicity, a membrane cannot be wetted by the liquid, creating a vapour-liquid interface at the entrance to the pores; the difference in water activity between aqueous and brine solution results in a difference in vapour pressure, becoming the driving force for water vapour transport (Figure 1a). Mass transport can be divided into initial and final steps corresponding to water transfer from the diluted solution through evaporation interface and vice versa from the condensing surface to the brine; an intermediate step involves the movement of vapour through porous material (Romero *et al.*, 2003b; Thanedgunbaworn *et al.*, 2009). Vapour pressure difference across a membrane is usually obtained with salts solutions, such as NaCl, CaCl<sub>2</sub>, MgCl<sub>2</sub>, MgSO<sub>4</sub> (Gryta, 2001; Bandini *et al.*, 2002; Bui *et al.*, 2003), and some organic liquids, such as glycerol and polyglycol (Alves *et al.*, 2002; Celere *et al.*, 2004; Celere *et al.*, 2005) which generally have high solubility, low water activity and high surface tension.

### Mass

The basic model for describing the system is given by equation (1) which relates flux and driving force, mass transfer coefficient being a proportionality constant, which is considered as membrane permeability (Cassano *et al.*, 2003; Alves *et al.*, 2004).

$$N = K(P_{wa} - P_{wp}) \quad (1)$$

$$K = \left( \frac{1}{K_a} + \frac{1}{K_m} + \frac{1}{K_p} \right)^{-1} \quad (2)$$

As conditions at the interface are not always available, a more complete representation of the process is given by equation (2), where the overall coefficient K integrates multiple resistance to mass transfer (Figure 1b).

Water vapour pressure at the entrance to the pores regarding both dilute solution and brine is related to temperature and prevailing activity in the membrane interface; this condition is very useful for calculating permeability (K), for which the following expressions can be used:

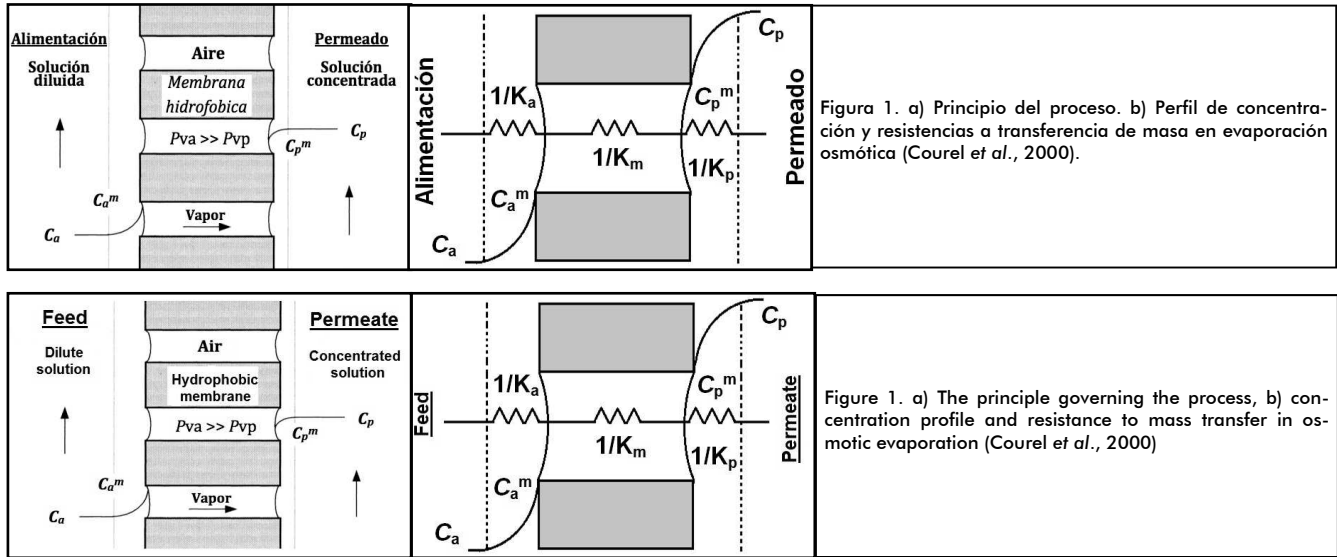
expresiones:

$$P_{wa} = P_{wa}^* a_{wa} \quad (3)$$

$$P_{wp} = P_{wp}^* a_{wp} \quad (4)$$

$$P_{wa} = P_{wa}^* a_{wa} \quad (3)$$

$$P_{wp} = P_{wp}^* a_{wp} \quad (4)$$



Mecanismos difusionales

Debido a que en los poros de la membrana se tiene aire proveniente del líquido alimentado que se encuentra cercano a la presión atmosférica, teóricamente solo dos mecanismos pueden estar involucrados en la transferencia de vapor, difusión de Knudsen y difusión molecular, de acuerdo con la teoría cinética de los gases (Thanedgunbaworn et al., 2007a). El número de Knudsen (Kn) definido por la ecuación (5) es usado como un primer criterio para determinar cuál de los dos mecanismos de difusión puede ser el predominante, comparando la trayectoria media libre (λ) de la molécula que se difunde con el radio de los poros en la membrana (Qtaishat et al., 2008).

$$Kn = \frac{\lambda}{2r} \quad (5) \quad \lambda = \frac{k_b T}{P \sqrt{2\pi\sigma^2}} \quad (6)$$

Para un tamaño de poro relativamente pequeño,  $Kn \geq 10$ , las moléculas tienden a colisionar frecuentemente con las paredes del poro y el modelo Knudsen (7) es el más conveniente. Por ejemplo, la trayectoria media libre para el vapor de agua es de  $0,3 \mu m$  a presión atmosférica y  $25^\circ C$ , valor que se encuentra en el rango de los tamaños típicos de poro en membranas usadas para EO (Varavuth et al., 2009).

$$N = K_m^k (P_{wa} - P_{wp}) \quad (7)$$

$$K_m^k = \frac{1}{3} \frac{\epsilon d_p}{\chi \delta} \sqrt{\frac{8M}{\pi RT}} \quad (8)$$

Cuando los poros son grandes,  $Kn \leq 0,01$ , las moléculas de gas colisionan más frecuentemente entre sí, la difusión molecular es considerada predominante (Celere et al., 2002) y el flujo de vapor puede ser descrito por la ecuación (9), donde  $P_{Alim}$  es la presión media logarítmica dentro de los poros y D (coeficiente difusional) es función de la temperatura y la presión (11).

Diffusion mechanisms

Because air coming from fed fluid is close to atmospheric pressure in the membrane's pores, then theoretically only two mechanisms may be involved in the transfer of steam, Knudsen diffusion and molecular diffusion, according to the kinetic theory of gases (Thanedgunbaworn et al., 2007a). The Knudsen number (Kn) defined by equation (5) is used as a first criterion for determining which of the two diffusion mechanisms may be predominant, by comparing the mean free path (λ) of the molecule that diffuses to the radius of the pores in the membrane. (Qtaishat et al., 2008):

$$Kn = \frac{\lambda}{2r} \quad (5) \quad \lambda = \frac{k_b T}{P \sqrt{2\pi\sigma^2}} \quad (6)$$

For a relatively small pore size,  $Kn \geq 10$ , the molecules tend to collide frequently with the pore walls and the Knudsen model (7) is the most convenient one to use. For example, the mean free path for water vapour is  $0.3 \mu m$  at atmospheric pressure and  $25^\circ C$ , a value within the range of pore sizes in membranes typically used for OE (Varavuth et al., 2009):

$$N = K_m^k (P_{wa} - P_{wp}) \quad (7)$$

$$K_m^k = \frac{1}{3} \frac{\epsilon d_p}{\chi \delta} \sqrt{\frac{8M}{\pi RT}} \quad (8)$$

When the pores are large,  $Kn \leq 0.01$ , the gas molecules collide more frequently with each other, molecular diffusion is considered predominant (Celere et al., 2002) and vapour flow can be described by equation (9), where  $P_{Alim}$  is the logarithmic mean pressure within the pores and D (diffusion coefficient) is a function of temperature and pressure (11):

En español

$$N = K_m^M \frac{P_{wa} - P_{wp}}{P_{Alm}} \quad (9) \quad K_m^M = \frac{\varepsilon M PD}{\chi \delta RT} \quad (10)$$

$$\frac{PD}{T^b} = \text{const} \quad (11)$$

Finalmente, en la región de transición,  $0,01 < Kn < 10$ , los dos fenómenos se combinan y en este caso la mejor opción es utilizar un modelo mixto (12) con una permeabilidad del tipo  $K_m^{KM}$  (13), en la cual se incluye el término  $P_{Alm}$ , que tiene en cuenta el efecto del aire presente en los poros (Chen et al., 2009).

$$K_m^{KM} = \left[ 3 \frac{\chi \delta}{\varepsilon d_p} \sqrt{\frac{\pi RT}{8M}} + \frac{\chi \delta RT}{\varepsilon M PD} \right]^{-1} \quad (12)$$

$$\frac{1}{K_m^{KM}} = \frac{1}{K_M} + \frac{1}{P_{Alm} K_k} \quad (13)$$

Las ecuaciones anteriores deben manejarse con cuidado cuando se usan para propósitos predictivos debido a que cualquier membrana tiene una distribución más o menos amplia de tamaño de poro y formas irregulares, por lo que cálculos basados solo en el diámetro nominal son una estimación general de la permeabilidad actual de la membrana, debiendo este diámetro ser cuantificado experimentalmente (Koroknai et al., 2006).

### Equilibrio líquido-vapor

Para el caso de la EO se establece un equilibrio líquido-vapor en las interfaces de la membrana hidrófoba tanto del lado del producto como de la salmuera; este equilibrio puede cambiar al ser afectado directamente por las propiedades físicas de las soluciones y las condiciones hidrodinámicas del módulo; la actividad de agua ( $a_w$ ) se convierte un factor crítico dentro del proceso, cuyo cambio se puede conocer mediante la ecuación (14) (Bui et al., 2005a; Prausnitz et al., 2000).

$$a_w(T, P, x) = \gamma_w(T, P, x) x_w \quad (14)$$

donde el coeficiente de actividad ( $\gamma$ ), puede ser determinado experimentalmente o por medio de modelos teóricos. El método Unifac modificado (*Modified UNIfac Functional-group Activity Coefficients*) puede ser aplicado con buenos resultados en la alimentación cuando esta contiene gran cantidad de azúcares simples como sacarosa, glucosa, fructosa, los cuales se encuentran con frecuencia en jugos de frutas (Starzak et al., 2006; Gaida et al., 2006; Gharsallaoui et al., 2008).

Cuando las concentraciones iónicas en la salmuera son bajas la distancia media entre los iones es grande, en cuyo caso sólo son importantes las fuerzas electrostáticas de largo alcance; cuando las concentraciones son altas los iones comienzan a interactuar con fuerzas repulsivas (efecto de volumen excluido) y atractivas (Van der Waals). En esta situación el método de contribución de grupos ASOG (*Analytical Solution of Groups*) es muy acertado para predecir el coeficiente de actividad en soluciones formadas por solutos del tipo sal (NaCl, CaCl<sub>2</sub>, KOH), bien sean binarias o multicomponentes (Huang et al., 2009).

In English

$$N = K_m^M \frac{P_{wa} - P_{wp}}{P_{Alm}} \quad (9) \quad K_m^M = \frac{\varepsilon M PD}{\chi \delta RT} \quad (10)$$

$$\frac{PD}{T^b} = \text{const} \quad (11)$$

The two phenomena become combined in the transition region,  $0.01 < Kn < 10$ , and the best option in this case is to use a mixed model (12) having type  $K_m^{KM}$  permeability (13) which includes the term  $P_{Alm}$  that takes into account the effect of air in the pores (Chen et al., 2009):

$$K_m^{KM} = \left[ 3 \frac{\chi \delta}{\varepsilon d_p} \sqrt{\frac{\pi RT}{8M}} + \frac{\chi \delta RT}{\varepsilon M PD} \right]^{-1} \quad (12)$$

$$\frac{1}{K_m^{KM}} = \frac{1}{K_M} + \frac{1}{P_{Alm} K_k} \quad (13)$$

The above equations must be handled with care when used for predictive purposes because any membrane has a more or less broad distribution of pore size and irregular shapes, so that calculations based only on nominal diameter are a general estimate of a membrane's current permeability. This diameter must be measured experimentally (Koroknai et al., 2006).

### Vapour – liquid equilibrium

A liquid-vapour equilibrium is established in the membrane interface for the OE on both the product and brine sides; this equilibrium may change, being directly affected by the solutions' physical properties and the module's hydrodynamic conditions. Water activity ( $a_w$ ) becomes a critical factor in the process and can be accessed by equation (14) (Bui et al., 2005a; Prausnitz et al., 2000):

$$a_w(T, P, x) = \gamma_w(T, P, x) x_w \quad (14)$$

where activity coefficient ( $\gamma$ ) can be determined experimentally or by theoretical models. The modified UNIfac functional-group activity coefficients (UNIFAC) method can be successfully applied to the feed side when it contains large amounts of simple sugars, such as sucrose, glucose, fructose, which are often found in fruit juice (Starzak et al., 2006; Gaida et al., 2006; Gharsallaoui et al., 2008).

When ion concentrations in brine are low, the average distance between ions is large, in which case only long-range electrostatic forces are important; when concentrations are high, ions start interacting with repulsive (excluded volume effect) and attractive forces (Van der Waals). For this situation, the analytical solution of groups (ASOG) contribution method is very successful in predicting solutes' activity coefficient in solutions formed by salt type (NaCl, CaCl<sub>2</sub>, KOH), whether binary or multi-component (Huang et al., 2009).

En español

Con estas metodologías el coeficiente de actividad es calculado usando tres términos: uno de combinación ( $\ln \gamma_i^C$ ), el cual considera la forma y tamaño de cada grupo; otro residual ( $\ln \gamma_i^R$ ), que suma las interacciones estéricas entre todos los grupos presentes en el líquido; y para el caso de la solución salina, en la ecuación 15 se adiciona un término ( $\ln \gamma_i^{D-H}$ ) que representa el efecto de las interacciones electrostáticas o teoría Debye-Huckel (Correa et al., 1997).

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R + \ln \gamma_i^{D-H} \quad (15)$$

**Coefficientes de transferencia**

El flujo de agua por las capas de polarización tanto del lado de la alimentación como del permeado, puede ser expresado en su forma más sencilla mediante las ecuaciones (16) y (17), aunque algunos autores desprecian estas capas de polarización en casos donde la alimentación es solo agua y bajo condiciones en las cuales se pretende cuantificar otros parámetros de la membrana (Courel et al., 2001).

$$N = k_a (C_a - C_a^m) \quad (16)$$

$$N = k_p (C_p - C_p^m) \quad (17)$$

Si se tiene en cuenta la resistencia debida a la polarización en la EO, las concentraciones en las capas límites de la membrana son estimadas por el modelo simplificado expuesto en las ecuaciones (18) y (19), que no toma en cuenta el cambio de distribución de la capa a lo largo del módulo.

$$C_a^m = C_a \exp\left(\frac{N}{\rho_w k_a}\right) \quad (18)$$

$$C_p^m = C_p \exp\left(\frac{-N}{\rho_w k_p}\right) \quad (19)$$

Al tratarse de módulos de fibras huecas pueden aplicarse modelos semiempíricos para predecir el coeficiente  $k_a$ , para lo cual el flujo de la alimentación dentro de la fibra puede asimilarse al que se presenta en una tubería. Por tal razón, la ecuación de Sieder-Tate y sus análogos para transferencia de masa —ecuaciones (20) y (21)— pueden ser aplicadas satisfactoriamente (Martínez-Díez et al., 2000).

Si  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} \geq 100$

$$Sh = \frac{k_a d_h}{D_w} = 1.86 \left( Re \cdot Sc \cdot \frac{d_h}{L} \right)^{1/3} \quad (20)$$

Si  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} < 100$      $Gzm = Re \cdot Sc \cdot \frac{d_h}{L}$

$$Sh = \frac{k_a d_h}{D_w} = 3.66 + \frac{0.085 Gzm}{1 + 0.047 Gzm^{2/3}} \quad (21)$$

Se han realizado varios estudios para generar modelos con la finalidad de estimar el coeficiente ( $k_p$ ) por fuera de las fibras

In English

The activity coefficient is calculated using a combination ( $\ln \gamma_i^C$ ) considering each group's shape and size and a residual ( $\ln \gamma_i^R$ ) that adds steric interactions between all the groups present in the liquid. In the case of the saline solution, a term ( $\ln \gamma_i^{D-H}$ ) is added to equation 15 representing the effect of electrostatic or Debye-Huckel theory interactions (Correa et al., 1997):

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R + \ln \gamma_i^{D-H} \quad (15)$$

**Transfer coefficients**

Both feed and permeate can be expressed in their simplest form by equations (16) and (17) regarding the flow of water through polarisation layers, although some authors disregard these polarisation layers for cases in which food is just water and in conditions where it is intended to quantify other membrane parameters (Courel et al., 2001):

$$N = k_a (C_a - C_a^m) \quad (16)$$

$$N = k_p (C_p - C_p^m) \quad (17)$$

Taking resistance due to polarisation during OE into account, concentrations in membrane boundary layers are estimated by the simplified model presented in equations (18) and (19), which does not take into account the change in the distribution of the layer throughout the module:

$$C_a^m = C_a \exp\left(\frac{N}{\rho_w k_a}\right) \quad (18)$$

$$C_p^m = C_p \exp\left(\frac{-N}{\rho_w k_p}\right) \quad (19)$$

Semi-empirical models can be applied to predict coefficient  $k_a$  for hollow fibre modules for which the power flow inside the fibre can be likened to that presented in a pipe. The Sieder-Tate equation and its analogues for mass transfer, equations (20) and (21), can thus be successfully applied (Martínez-Díez et al., 2000):

Si  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} \geq 100$

$$Sh = \frac{k_a d_h}{D_w} = 1.86 \left( Re \cdot Sc \cdot \frac{d_h}{L} \right)^{1/3} \quad (20)$$

Si  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} < 100$      $Gzm = Re \cdot Sc \cdot \frac{d_h}{L}$

$$Sh = \frac{k_a d_h}{D_w} = 3.66 + \frac{0.085 Gzm}{1 + 0.047 Gzm^{2/3}} \quad (21)$$

Several studies have produced models for estimating the  $k_p$  coefficient outside hollow fibres (shell side) (Wu et al., 2000; Gaw-

En español

In English

huecas —lado de la carcasa— (Wu *et al.*, 2000; Gawronski, 2000; Lipnizki, 2001). Recientemente Thanedgunbaworn y cols. (2007b) desarrollaron una nueva expresión (22), con la cual lograron una mejor descripción del fenómeno, encontrando que el número de Reynolds es una función de la densidad de empaquetamiento ( $\emptyset$ ).

$$Sh = (-0.45\emptyset^2 + 0.39\emptyset - 0.04) \cdot Re^{(4.01\emptyset^2 - 4.42\emptyset + 1.55)} Sc^{0.33} \quad (22)$$

$$\emptyset = \# \text{ Fibras} \times \left( \frac{d_o}{d_i} \right)^2 \quad (23)$$

### Calor

El proceso de EO es considerado isotérmico siempre que no exista una diferencia de temperatura a través de la membrana. No obstante, debido al calor latente del cambio de fase ocurrido en las paredes la evaporación genera un ligero enfriamiento en la alimentación y la condensación calienta la salmuera, con lo cual la transferencia de masa está asociada con la de calor; esta diferencia de temperatura resultante se convierte en un decaimiento del gradiente de presión de vapor, con la consiguiente disminución de la fuerza impulsora (Courel *et al.*, 2000). La figura 2 muestra el mecanismo de transferencia de calor como un conjunto de resistencias y un perfil de temperaturas bajo condiciones medias; las expresiones (24) y (25) representan el balance de calor en los diferentes compartimentos del sistema y el coeficiente total, respectivamente.

$$Q = H\Delta T = h_a(T_a - T_a^m) = N\Delta H_v + h_m(T_a^m - T_p^m) = h_p(T_p^m - T_p) \quad (24)$$

$$H = \left[ \frac{1}{ha} + \frac{1}{h_m + (N\Delta H_v)/\Delta T_m} + \frac{1}{h_p} \right]^{-1} \quad (25)$$

Este balance general de calor es aplicable tanto a módulos de membranas planas como de fibra hueca. La gran diferencia para estos dos sistemas radica en el cálculo de los coeficientes de transferencia, debido especialmente a las particularidades geométricas y características físicas como porosidad, conductividad, tortuosidad, colmatación y rugosidad (Drioli *et al.*, 2005), entre otros, que afectan la magnitud de los coeficientes; sumado a esto se tienen las características hidrodinámicas diferentes, que generalmente favorecen la transferencia en módulos de fibras huecas (Martínez *et al.*, 2006).

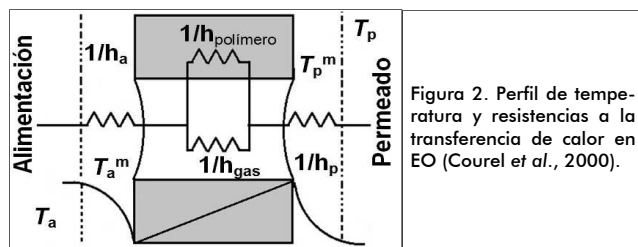


Figura 2. Perfil de temperatura y resistencias a la transferencia de calor en EO (Courel *et al.*, 2000).

El flujo de calor generado a través de la membrana incrementa el diferencial de temperatura, proceso que continúa hasta que se alcanza un valor asintótico  $\Delta T$  (26) donde el flux de calor convectivo ( $N\Delta H_v$ ) es exactamente balanceado por el retroflujo de calor conductivo ( $h_m(T_a^m - T_p^m)$ ), por tal motivo las mem-

branes should thus be as conductive as possible. The effect ronski, 2000; Lipnizki, 2001). Thanedgunbaworn *et al.*, (2007b) have recently developed a new expression (22) to give a better description of the phenomenon, finding that Reynolds number is a function of packing density ( $\emptyset$ ).

$$Sh = (-0.45\emptyset^2 + 0.39\emptyset - 0.04) \cdot Re^{(4.01\emptyset^2 - 4.42\emptyset + 1.55)} Sc^{0.33} \quad (22)$$

$$\emptyset = \# \text{ Fibras} \times \left( \frac{d_o}{d_i} \right)^2 \quad (23)$$

### Heat

The OE process is considered isothermal, provided that there is no temperature difference across the membrane. However, due to the latent heat from phase change occurring in the walls, evaporation results in a slight cooling of food, and condensation heats the brine; mass transfer is thus associated with heat. The resulting temperature difference causes decay of the vapour pressure gradient, with consequent reduction in driving force (Courel *et al.*, 2000). Figure 2 shows heat transfer mechanisms as a set of resistances and a temperature profile in average conditions; expressions (24) and (25) represent the heat balance in the system's different compartments and total coefficient, respectively.

$$Q = H\Delta T = h_a(T_a - T_a^m) = N\Delta H_v + h_m(T_a^m - T_p^m) = h_p(T_p^m - T_p) \quad (24)$$

$$H = \left[ \frac{1}{ha} + \frac{1}{h_m + (N\Delta H_v)/\Delta T_m} + \frac{1}{h_p} \right]^{-1} \quad (25)$$

Such overall heat balance not only applies to flat membrane modules but to hollow fibre. The big difference for both systems is the calculation of transfer coefficients, especially due to the specific geometric and physical characteristics such as porosity, conductivity, tortuosity, fouling and roughness (Drioli *et al.*, 2005) affecting coefficient magnitude. Different hydrodynamic characteristics may also favour transfer in hollow fibre modules (Martínez *et al.*, 2006).

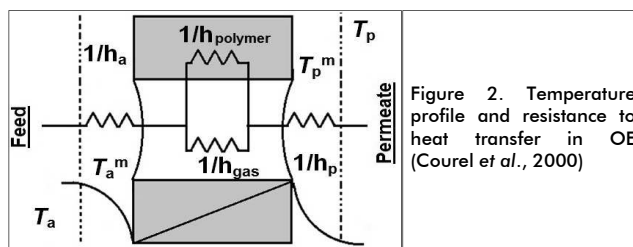


Figure 2. Temperature profile and resistance to heat transfer in OE (Courel *et al.*, 2000)

Heat flow through a membrane increases the temperature differential; such process continues until it reaches an asymptotic value  $\Delta T$  (26) where the convective heat flux ( $N\Delta H_v$ ) is exactly balanced by conductive heat backflow ( $h_m(T_a^m - T_p^m)$ ). The membranes should thus be as conductive as possible. The effect

En español

branas deben ser tan conductivas como sea posible. El efecto de  $\Delta T_\infty$  en la fuerza impulsora para el transporte de agua puede ser evaluado por la ecuación de Clausius-Klapeyron; la importancia de encontrar  $\Delta T$  radica en que bajo esas condiciones de operación no se presentará flujo de calor a través del sistema (Gostoli, 1999). Cuando las temperaturas son controladas y mantenidas constantes en ambos líquidos, la diferencia de temperatura transmembrana  $\Delta T$  está dada por la ecuación 27.

$$\Delta T_\infty = \frac{N\Delta H_v}{h_m} \tag{26}$$

$$\Delta T = T_a^m - T_p^m = -\frac{N\Delta H_v}{h_m + (1/h_a + 1/h_p)^{-1}} \tag{27}$$

Para especificar las temperaturas en las interfaces de los líquidos y la superficie de la membrana es necesario modificar la ecuación 27, obteniéndose dos expresiones (28) y (29) que permiten calcular dichas temperaturas (Bui et al., 2005b; McCutcheon et al., 2008).

$$T_a^m = T_a - \Delta T_m \left( \frac{2h_m}{h_a} + \frac{h_p}{h_a + h_p} \right) \tag{28}$$

$$T_p^m = T_p - \Delta T_m \left( \frac{2h_m}{h_p} + \frac{h_a}{h_a + h_p} \right) \tag{29}$$

**Coefficientes de transferencia**

El coeficiente de transferencia de calor por conducción ( $h_m$ ) en una fibra hueca se puede calcular por medio de la expresión (30), donde la conductividad térmica total de la membrana es una combinación de la mezcla de gases (aire y agua) que se encuentran en los poros y el polímero del que está fabricada.

$$h_m = \frac{\epsilon k_{aire}^T + (1 - \epsilon)k_{pol}^T}{r_i \cdot \ln(r_o / r_i)} \tag{30}$$

El coeficiente de transferencia convectivo ( $h_a$ ) al interior de membranas huecas puede cuantificarse mediante analogía con el flujo dentro de una tubería aplicándose los modelos de Sieder-Tate y Hausen que se definen según las ecuaciones (31) y (32), las cuales hacen uso del número de Nusselt para el cálculo de este parámetro (Martínez-Díez et al., 2000).

Si  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} \geq 100$

$$Nu = \frac{h_a L}{k} = 1.86 \left( Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14} \tag{31}$$

Si  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} < 100$        $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L}$

$$Nu = \frac{h_a L}{k} = 3.66 + \frac{0.085Gz}{1 + 0.047Gz^{2/3}} \left( \frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14} \tag{32}$$

El cálculo del coeficiente ( $h_p$ ) al exterior de las fibras ha sido poco estudiado para la evaporación osmótica debido a las com-

In English

of  $\Delta T_\infty$  on the driving force for water transport can be evaluated by the Clausius-Klapeyron equation; the importance of finding  $T$  arises from the fact that there will be no heat flow through the system in these operating conditions (Gostoli, 1999). Transmembrane temperature difference  $\Delta T$  is given by Eq (27) when temperatures are controlled and kept constant in both liquids:

$$\Delta T_\infty = \frac{N\Delta H_v}{h_m} \tag{26}$$

$$\Delta T = T_a^m - T_p^m = -\frac{N\Delta H_v}{h_m + (1/h_a + 1/h_p)^{-1}} \tag{27}$$

Equation (27) has to be modified to specify the temperatures at the liquid interfaces and membrane surface for obtaining two expressions (28) and (29) that calculate these temperatures (Bui et al., 2005b; McCutcheon et al., 2008):

$$T_a^m = T_a - \Delta T_m \left( \frac{2h_m}{h_a} + \frac{h_p}{h_a + h_p} \right) \tag{28}$$

$$T_p^m = T_p - \Delta T_m \left( \frac{2h_m}{h_p} + \frac{h_a}{h_a + h_p} \right) \tag{29}$$

**Transfer coefficients**

The coefficient of heat transfer by conduction ( $h_m$ ) in a hollow fibre can be calculated by using expression (30) where the membrane's total thermal conductivity is a combination of the gas mixture (air and water) found in the pores and the polymer of which it is made:

$$h_m = \frac{\epsilon k_{aire}^T + (1 - \epsilon)k_{pol}^T}{r_i \cdot \ln(r_o / r_i)} \tag{30}$$

The convective heat transfer coefficient ( $h_a$ ) within hollow membranes can be quantified by analogy with the flow in a pipe, applying the Sieder-Tate and Hausen models defined by equations (31) and (32), which make use of the Nusselt number for calculating this parameter (Martínez-Díez et al., 2000):

If  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} \geq 100$

$$Nu = \frac{h_a L}{k} = 1.86 \left( Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14}$$

If  $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L} < 100$        $Gz = Re \cdot Pr \cdot \frac{d_h}{L}$

$$Nu = \frac{h_a L}{k} = 3.66 + \frac{0.085Gz}{1 + 0.047Gz^{2/3}} \left( \frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14}$$

The calculation for the coefficient ( $h_p$ ) to the outside of the fibres has been little studied for osmotic evaporation, due to the geo-

En español

plejidades geométricas e hidrodinámicas de los módulos utilizados en esta operación; algunos autores (Gryta *et al.*, 2005) sugieren usar el modelo de Kern (33) que se aplica para intercambiadores de calor de coraza y tubos.

$$Nu = \frac{h_p d_h}{k} = 0.36 \left( \frac{d_h G_s}{\mu} \right)^{0.55} (\text{Pr})^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14} \quad (33)$$

## Conclusiones

La evaporación osmótica tiene múltiples ventajas, donde la más importante es su operación a bajas temperaturas. Es un proceso sencillo desde el punto de vista técnico, pero altamente complejo en el análisis matemático y físico de los fenómenos de transferencia que se presentan, con la particularidad de que son de carácter simultáneo. Algunos de los modelos matemáticos que se han descrito son generales, pero siempre representan el punto de partida en la búsqueda de parámetros más difíciles de cuantificar experimentalmente; ha de tenerse la medida para saber hasta dónde son aplicables los resultados. El material de la membrana, las características hidrodinámicas de los módulos y las velocidades de flujo son los parámetros más determinantes en la magnitud de los coeficientes de transferencia tanto de calor como de masa, siendo una de las áreas en las que se debe investigar más en futuros trabajos para encontrar modelos específicos que permitan optimizar y hacer más robusto el proceso frente a la diversidad de materias primas, especialmente cuando se trata de materiales complejos como los alimentos líquidos.

## Nomenclatura

|                  |   |
|------------------|---|
| A                | Área (m <sup>2</sup> )  |
| a                | Actividad   |
| C                | Concentración molar soluto (mol l <sup>-1</sup> )   |
| c <sub>p</sub>   | Capacidad calorífica (J/K)  |
| D                | Coefficiente de difusión (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )                                      |
| d <sub>h</sub>   | Diámetro hidráulico (m)   |
| d                | Diámetro (m)  |
| d <sub>p</sub>   | Diámetro de poro (m)  |
| H                | Coefficiente total transferencia calor (W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )                     |
| H <sub>v</sub>   | Calor de vaporización (kJ/kg <sup>-1</sup> )  |
| h                | Coefficiente transferencia calor (W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )                           |
| K                | Coefficiente transferencia masa (kg m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> Pa <sup>-1</sup> )          |
| k                | Conductividad térmica (W/K·m)   |
| k <sub>b</sub>   | Constante de Boltzmann (1,3807x10 <sup>-23</sup> J K <sup>-1</sup> )                            |
| L                | Longitud (m)  |
| M                | Peso molecular (kg mol <sup>-1</sup> )  |
| m                | Masa (kg)   |
| N                | Flux vapor, masa (kg m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> ), (mol m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ). |
| P                | Presión (Pa)  |
| P <sup>*</sup>   | Presión vapor saturado (Pa)   |
| P <sub>Alm</sub> | Presión aire media logarítmica  |
| Q                | Flux de calor (W m <sup>-2</sup> )  |
| R                | Constante de los gases (8,314 J K <sup>-1</sup> mol <sup>-1</sup> )                             |
| r                | Radio de poro (m)   |
| T                | Temperatura (°C, K)   |
| X                | Fracción masa (p/p %)   |

## Simbolos

|   |                                |
|---|--------------------------------|
| ε | Porosidad                      |
| δ | Espesor (m)                    |
| Δ | Diferencia                     |
| γ | Coefficiente de actividad      |
| λ | Trayectoria de media libre (m) |

In English

metric and hydrodynamic complexity of the modules used in this operation; some authors (Gryta *et al.*, 2005) have suggested using Kern's model (33) applied to shell and tube heat exchangers.

$$Nu = \frac{h_p d_h}{k} = 0.36 \left( \frac{d_h G_s}{\mu} \right)^{0.55} (\text{Pr})^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14} \quad (33)$$

## Conclusions

Osmotic evaporation has multiple advantages; the most important is that it operates at low temperatures. It is a simple process from the technical point of view; however, it is highly complex for mathematical and physical analysis of involved simultaneous transfer phenomena. Some general mathematical models have been described but they are always the starting point for parameters which are more difficult to quantify experimentally; care must be used in stating how far the results are applicable. The membrane material, hydrodynamic characteristics of the modules and flow rates are the most crucial parameters regarding the magnitude of the transfer coefficients for both heat and mass, this being one of the areas which should be further investigated in future work to find specific models for optimising and making the process more robust against raw materials' diversity, especially in the case of complex materials such as liquid food.

## Nomenclature

|                  |  |
|------------------|--|
| A                | Area (m <sup>2</sup> )   |
| a                | Activity   |
| C                | Solute molar concentration (mol l <sup>-1</sup> )  |
| c <sub>p</sub>   | Heat capacity (J/K)  |
| D                | Diffusion coefficient (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )  |
| d <sub>h</sub>   | Hydraulic diameter (m)   |
| d                | Diameter (m)   |
| d <sub>p</sub>   | Pore diameter (m)  |
| H                | Total heat transfer coefficient (W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )                             |
| H <sub>v</sub>   | Heat of vaporization (kJ/kg <sup>-1</sup> )  |
| h                | Heat transfer coefficient (W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )                                   |
| K                | Mass transfer coefficient (kg m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> Pa <sup>-1</sup> )                 |
| k                | Thermal conductivity (W/K·m)   |
| k <sub>b</sub>   | Boltzmann constant (1.3807x10 <sup>-23</sup> J K <sup>-1</sup> )                                 |
| L                | Length (m)   |
| M                | Molecular weight (kg mol <sup>-1</sup> )   |
| m                | Mass (kg)  |
| N                | Flux vapour, mass (kg m <sup>-2</sup> h <sup>-1</sup> ), (mol m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ). |
| P                | Pressure (Pa)  |
| P <sup>*</sup>   | Saturated vapour pressure (Pa)   |
| P <sub>Alm</sub> | Logarithmic mean air pressure  |
| Q                | Heat flux (W m <sup>-2</sup> )   |
| R                | Gas constant (8.314 J K <sup>-1</sup> mol <sup>-1</sup> )  |
| r                | Pore radius (m)  |
| T                | Temperature (°C, K)  |
| X                | Mass fraction (p/p %)  |

## Symbols

|   |                      |
|---|----------------------|
| ε | Porosity             |
| δ | Thickness (m)        |
| Δ | Difference           |
| γ | Activity coefficient |
| λ | Mean free path (m)   |



## En español

|             |                                      |
|-------------|--------------------------------------|
| $\mu$       | Viscosidad dinámica (Pa s)           |
| $X$         | Tortuosidad                          |
| $\infty$    | Valor asintótico                     |
| $\emptyset$ | Densidad empaquetamiento             |
| $\rho$      | Densidad(kg m <sup>-3</sup> )        |
| $\sigma$    | Diametro medio de colisión           |
| $u$         | Velocidad media (m s <sup>-1</sup> ) |

**Números adimensionales**

|    |          |
|----|----------|
| Gz | Graetz   |
| Kn | Knudsen  |
| Nu | Nusselt  |
| Pr | Prandtl  |
| Re | Reynolds |
| Sc | Schmidt  |
| Sh | Sherwood |

**Subíndices**

|   |                    |
|---|--------------------|
| a | Alimentación       |
| i | Interno            |
| o | Externo            |
| m | Membrana           |
| p | Permeado           |
| w | Agua               |
| k | Difusión Knudsen   |
| M | Difusión molecular |

**Superíndices**

|   |                    |
|---|--------------------|
| k | Difusión Knudsen   |
| M | Difusión molecular |
| m | Membrana           |
| – | Promedio           |

**Referencias / References**

- Alves, V.D.,Coelhoso, I.M., Mass transfer in osmotic evaporation: effect of process parameters., *Journal of Membrane Science*. Vol. 208, No. 1-2, 2002, pp. 171-179.
- Alves, V. D.,Coelhoso, I.M., Effect of membrane characteristics on mass and heat transfer in the osmotic evaporation process. *Journal of Membrane Science*. Vol. 228, No. 2, 2004, pp. 159-167.
- Bailey, A.F.G., Barbe, A.M., Hogan, P. A., Johnson, R. A.,Sheng, J., The effect of ultrafiltration on the subsequent concentration of grape juice by osmotic distillation. *Journal of Membrane Science*. Vol. 164, No. 1-2, 2000, pp. 195-204.
- Bandini, S., Sarti, G.C., Concentration of must through vacuum membrane distillation. *Desalination*. Vol. 149, No. 1-3, 2002, pp. 253-259.
- Bui, A.V., Nguyen, H.M., Joachim, M., Prediction of water activity of glucose and calcium chloride solutions. *Journal of Food Engineering*. Vol. 57, No. 3, 2003, pp. 243-248.
- Bui, V.A., Nguyen, M.H., Muller, J., A laboratory study on glucose concentration by osmotic distillation in hollow fibre module. *Journal of Food Engineering*. Vol. 63, No. 2, 2004, pp. 237-245.
- Bui, A.V., Nguyen, H.M., Scaling Up of Osmotic Distillation from Laboratory to Pilot Plant for Concentration of Fruit Juices. *International Journal of Food Engineering*. Vol. 1, No. 2, 2005a, pp. 1-18.
- Bui, A.V., Nguyen, H.M., Joachim, M., Characterisation of the polarisations in osmotic distillation of glucose solutions in

## In English

|             |                                    |
|-------------|------------------------------------|
| $\mu$       | Dynamic viscosity (Pa s)           |
| $X$         | Tortuosity                         |
| $\infty$    | Asymptotic value                   |
| $\emptyset$ | Packing density                    |
| $\rho$      | Density (kg m <sup>-3</sup> )      |
| $\sigma$    | Mean collision diameter            |
| $u$         | Mean Velocity (m s <sup>-1</sup> ) |

**Dimensionless numbers**

|    |          |
|----|----------|
| Gz | Graetz   |
| Kn | Knudsen  |
| Nu | Nusselt  |
| Pr | Prandtl  |
| Re | Reynolds |
| Sc | Schmidt  |
| Sh | Sherwood |

**Subscripts**

|   |                     |
|---|---------------------|
| a | Feed                |
| i | Internal            |
| o | External            |
| m | Membrane            |
| p | Permeate            |
| w | Water               |
| k | Knudsen diffusion   |
| M | Molecular diffusion |

**Superscripts**

|   |                     |
|---|---------------------|
| k | Knudsen diffusion   |
| M | Molecular diffusion |
| m | Membrane            |
| – | Average             |

hollow fibre module. *Journal of Food Engineering*. Vol. 68, No. 3, 2005b, pp. 391-402.

- Cassano, A., Drioli, E., Galaverna, G., Marchelli, R., Di Silvestro, G., Cagnasso, P., Clarification and concentration of citrus and carrot juices by integrated membrane processes. *Journal of Food Engineering*. Vol. 57, No. 2, 2003, pp. 153-163.
- Celere, M., Gostoli, C., The heat and mass transfer phenomena in osmotic membrane distillation. *Desalination*. Vol. 147, No. 1-3, 2002, pp. 133-138.
- Celere, M., Gostoli, C., Osmotic distillation with propylene glycol, glycerol and glycerol-salt mixtures. *Journal of Membrane Science*. Vol. 229, No. 1-2, 2004, pp. 159-170.
- Celere, M., Gostoli, C., Heat and mass transfer in osmotic distillation with brines, glycerol and glycerol-salt mixtures. *Journal of Membrane Science*. Vol. 257, No. 1-2, 2005, pp. 99-110.
- Correa, A., Comesaña, J.F., Correa, J.M., Sereno, A.M., Measurement and prediction of water activity in electrolyte solutions by a modified ASOG group contribution method. *Fluid Phase Equilibria*. Vol. 129, No. 1-2, 1997, pp. 267-283.
- Courel, M., Dornier, M., Herry, J.M., Rios, G. M., Reynes, M., Effect of operating conditions on water transport during the concentration of sucrose solutions by osmotic distillation. *Journal of Membrane Science*. Vol. 170, No. 2, 2000, pp. 281-289.
- Courel, M., Dornier, M., Rios, G. M., Reynes, M., Modelling of water transport in osmotic distillation using asymmetric membrane. *Journal of Membrane Science*. Vol. 173, No. 1, 2000, pp. 107-122.

## En español

- Courel, M., Tronel-Peyroz, E., Rios, G.M., Dornier, M., Reynes, M., The problem of membrane characterization for the process of osmotic distillation. *Desalination*. Vol. 140, No. 1, 2001, pp. 15-25.
- Chen, T.C., Ho, C.D., Yeh, H.M., Theoretical modeling and experimental analysis of direct contact membrane distillation. *Journal of Membrane Science*. Vol. 330, No. 1-2, 2009, pp. 279-287.
- Drioli, E., Curcio, E., di Profio, G., State of the Art and Recent Progresses in Membrane Contactors. *Chemical Engineering Research and Design*. Vol. 83, No. 3, 2005, pp. 223-233.
- Gaida, L. B., Dussap, C.G., Gros, J. B., Variable hydration of small carbohydrates for predicting equilibrium properties in diluted and concentrated solutions. *Food Chemistry*. Vol. 96, No. 3, 2006, pp. 387-401.
- Gawronski, R., Wrzesinska, B., Kinetics of solvent extraction in hollow-fiber contactors. *Journal of Membrane Science*. Vol. 168, No. 1-2, 2000, pp. 213-222.
- Gharsallaoui, A., Rogé, B., Génotelle, J., Mathlouthi, M., Relationships between hydration number, water activity and density of aqueous sugar solutions. *Food Chemistry*. Vol. 106, No. 4, 2008, pp. 1443-1453.
- Gostoli, C., Thermal effects in osmotic distillation. *Journal of Membrane Science*. Vol. 163, No. 1, 1999, pp. 75-91.
- Gryta, M., Tomaszewska, M., Grzechulska, J., Morawski, A. W., Membrane distillation of NaCl solution containing natural organic matter. *Journal of Membrane Science*. Vol. 181, No. 2, 2001, pp. 279-287.
- Gryta, M., Osmotic MD and other membrane distillation variants. *Journal of Membrane Science*. Vol. 246, No. 2, 2005, pp. 145-156.
- Huang, J., Li, J., Gmehling, J. r., Prediction of solubilities of salts, osmotic coefficients and vapor-liquid equilibria for single and mixed solvent electrolyte systems using the LIQUAC model. *Fluid Phase Equilibria*. Vol. 275, No. 1, 2009, pp. 8-20.
- Koroknai, B., Kiss, K., Gubicza, L., Belafi-Bako, K., Coupled operation of membrane distillation and osmotic evaporation in fruit juice concentration. *Desalination*. Vol. 200, No. 1-3, 2006, pp. 526-527.
- Lipnizki, F., Field, R. W., Mass transfer performance for hollow fibre modules with shell-side axial feed flow: using an engineering approach to develop a framework. *Journal of Membrane Science*. Vol. 193, No. 2, 2001, pp. 195-208.
- Martínez-Díez, L., Florido-Díaz, F.J., Vázquez-González, M. I., Study of Polarization Phenomena in Membrane Distillation of Aqueous Salt Solutions. *Separation Science and Technology*. Vol. 35, No. 10, 2000, pp. 1485 - 1501.
- Martínez, L., Rodríguez-Maroto, J.M., Characterization of membrane distillation modules and analysis of mass flux enhancement by channel spacers. *Journal of Membrane Science*. Vol. 274, No. 1-2, 2006, pp. 123-137.
- McCutcheon, J.R., Elimelech, M., Influence of membrane support layer hydrophobicity on water flux in osmotically driven membrane processes. *Journal of Membrane Science*. Vol. 318, No. 1-2, 2008, pp. 458-466.
- Nii, S., Jebson, R.S., Cussler, E.L., Membrane evaporators. *Journal of Membrane Science*. Vol. 201, No. 1-2, 2002, pp. 149-159.
- Prausnitz, J.M., Lichtenthaler, R.N., Azevedo, E., *Termodinámica*

## In English

- molecular de los equilibrios de fases, 3a Ed., Madrid, Prentice Hall., 2000, pp. 175 - 200.
- Petrotos, K.B., Lazarides, H.N., Osmotic concentration of liquid foods. *Journal of Food Engineering*. Vol. 49, No. 2-3, 2001, pp. 201-206.
- Qtaishat, M., Matsuura, T., Kruczek, B., Khayet, M., Heat and mass transfer analysis in direct contact membrane distillation. *Desalination*. Vol. 219, No. 1-3, 2008, pp. 272-292.
- Ravindra Babu, B., Rastogi, N. K., Raghavarao, K. S. M. S., Concentration and temperature polarization effects during osmotic membrane distillation. *Journal of Membrane Science*. Vol. 322, No. 1, 2008, pp. 146-153.
- Romero, J., Analysis of boundary layer and solute transport in osmotic evaporation. *AIChE Journal*. Vol. 49, No. 11, 2003a, pp. 2783-2792.
- Romero, J., Modeling heat and mass transfer in osmotic evaporation process. *AIChE Journal*. Vol. 49, No. 2, 2003b, pp. 300-308.
- Shaw, P. E., Lebrun, M., Dornier, M., Ducamp, M. N., Courel, M., Reynes, M., Evaluation of Concentrated Orange and Passionfruit Juices Prepared by Osmotic Evaporation. *Lebensmittel-Wissenschaft und-Technologie*. Vol. 34, No. 2, 2001, pp. 60-65.
- Shen, Z., Zhang, L., Mondal, S., Wickramasinghe, S. R., Suppression of Osmotic Distillation in Gas Membrane Processes. *Separation Science & Technology*. Vol. 43, No. 15, 2008, pp. 3813-3825.
- Starzak, M., Mathlouthi, M., Temperature dependence of water activity in aqueous solutions of sucrose. *Food Chemistry*. Vol. 96, No. 3, 2006, pp. 346-370.
- Sur, D. H., Dagli, J., Osmotic distillation: A separation wonder. *Chemical Business*. Vol. 22, No. 9, 2008, pp. 47.
- Thanedgunbaworn, R., Jiratananon, R., Nguyen, M.H., Mass and heat transfer analysis in fructose concentration by osmotic distillation process using hollow fibre module. *Journal of Food Engineering*. Vol. 78, No. 1, 2007a, pp. 126-135.
- Thanedgunbaworn, R., Jiratananon, R., Nguyen, M.H., Shell-side mass transfer of hollow fibre modules in osmotic distillation process. *Journal of Membrane Science*. Vol. 290, No. 1-2, 2007b, pp. 105-113.
- Thanedgunbaworn, R., Jiratananon, R., Nguyen, M.H., Vapour Transport Mechanism in Osmotic Distillation Process. *International Journal of Food Engineering*. Vol. 5, No. 5, 2009, pp. 1-19.
- Vaillant, F., Jeanton, E., Dornier, M., O'Brien, G. M., Reynes, M., Decloux, M., Concentration of passion fruit juice on an industrial pilot scale using osmotic evaporation. *Journal of Food Engineering*. Vol. 47, No. 3, 2001, pp. 195-202.
- Valdés, H., Romero, J., Saavedra, A., Plaza, A., Bubnovich, V., Concentration of noni juice by means of osmotic distillation. *Journal of Membrane Science*. Vol. 330, No. 1-2, 2009, pp. 205-213.
- Varavuth, S., Jiratananon, R., Atcharyawut, S., Experimental study on dealcoholization of wine by osmotic distillation process. *Separation and Purification Technology*. Vol. 66, No. 2, 2009, pp. 313-321.
- Wu, J., Chen, V., Shell-side mass transfer performance of randomly packed hollow fiber modules. *Journal of Membrane Science*. Vol. 172, No. 1-2, 2000, pp. 59-74.