

EQUIVALENCIA DEL ESPESOR DE ENSUCIAMIENTO CON β -lg DESNATURALIZADA EN EL CALENTAMIENTO DE LECHE

EQUIVALENCY OF FOULING THICKNESS WITH DENATURED B-LG IN HEATING OF MILK

Heriberto Molina-Pérez¹, José J. Cano-Gómez², Christian O. Díaz-Ovalle^{1*}, Florianne Castillo-Borja³

- (1) Tecnológico Nacional de México, Instituto Tecnológico de Roque, Departamento de Ingenierías,
Carretera Celaya-Juventino Rosas Km 8, Celaya, Guanajuato, CP 38110 - México
(2) Universidad Autónoma de Nuevo León, Facultad de Ciencias Químicas, Av. Universidad s/n, Ciudad Universitaria,
San Nicolás de los Garza, Nuevo León, CP 66451 - México
(3) Tecnológico Nacional de México, Instituto Tecnológico de Aguascalientes, Departamento de Ingeniería Química,
Av. Adolfo López Mateos 1801 Ote., Aguascalientes, Aguascalientes, CP 20256 - México
*autor de contacto (e-mail: chdiaz@itroque.edu.mx)

Recibido: 08/09/2014 - Evaluado: 07/11/2014 - Aceptado: 23/11/2014

RESUMEN

En este trabajo se presenta una estrategia para relacionar, a través de un modelo matemático, el espesor de ensuciamiento de alimentos lácteos y la concentración de β -lg (β -lactoglobulina) desnaturalizada. El planteamiento incluye, por una parte, la simulación dinámica de ensuciamiento y, por otra, la generación de β -lg desnaturalizada bajo un modelo cinético. En ambos casos se realizó un balance de energía en estado transitorio que incluye los cálculos del coeficiente global, de forma rigurosa, y de las propiedades, bajo el modelo de Choi-Okos. La solución se obtuvo usando Runge-Kutta 4to orden bajo código propio en una Macro de Excel en Visual Basic. La equivalencia concluyó con un modelo obtenido por regresión múltiple no-lineal que relaciona la concentración de β -lg desnaturalizada y el espesor de ensuciamiento. Esta metodología es aplicable en el análisis de limpieza de equipos donde la cinética de limpieza puede obtener equivalencia con el avance de la reducción del espesor de ensuciamiento.

ABSTRACT

This work presents an approach to match the foaming thickness of dairy food and the concentration of denatured β -lg (β -lactoglobuline) by a mathematical model. This includes, on the one hand, the dynamic simulation of fouling and, on the other hand, the generation of denatured β -lg under a kinetic model. In both cases a transient energy balance is developed, including the rigorous calculation of the global coefficient, and the properties by the Choi-Okos model. The solution was obtained by a fourth order Runge-Kutta written in Excel's Macro language Visual Basic. The equivalence concluded with a model obtained by a non-linear multiple regression that relates the concentration of denatured β -lg and the foaming thickness. This methodology is applicable to analysis equipment cleaning in which kinetic cleaning has equality by reduction of the foaming thickness.

Palabras clave: modelo matemático, ensuciamiento, desnaturalización de proteínas, transferencia de calor
Keywords: mathematic modeling, fouling, denatured of proteins, heat transfer

INTRODUCCIÓN

El análisis del ensuciamiento ha sido expuesto para la industria en general, aunque la industria de alimentos ha mostrado mayor interés de este fenómeno. Durante el procesamiento térmico de los alimentos, el ensuciamiento genera una costra de tamaño notable que afecta la eficiencia térmica del equipo y la higiene del alimento. La reducción de esta eficiencia genera pérdidas económicas considerables en la industria y, adicionalmente, la existencia de ensuciamiento requiere lavados continuos aumentando tiempos de paro e inversión económica de los agentes de limpieza (Chaudagne, 1991).

El análisis del ensuciamiento en alimentos ha sido aplicado en la industria láctea donde se demuestra que, a las temperaturas de ultra-pasteurización, incrementa su formación (Lalande *et al.*, 1984). Por su parte, la investigación de la formación de los depósitos en la capa de ensuciamiento ha sido posible con técnicas experimentales muy conocidas, de tal forma que se ha concluido que las proteínas son los principales agentes para la producción del ensuciamiento (Tissier *et al.*, 1982). Así, el fenómeno de ensuciamiento ha sido descrito por la cinética de la desnaturalización de proteínas (Fryer & Slatter, 1985). Algunos planteamientos se enfocan en un análisis general de ensuciamiento bajo un modelo de formación (Paterson & Fryer, 1988); sin embargo, un trabajo muy notorio ha particularizado el fenómeno por efecto total a la desnaturalización de β -lactoglobulina, β -lg (de Jong *et al.*, 1992). Asimismo, un análisis sobre el fenómeno de ensuciamiento ha indicado los factores esenciales de ensuciamiento, la existencia de calcio, pH, aire disuelto, temporada del año (de Jong, 1997).

El planteamiento de modelos de reacción ha sido demasiado influyente en la predicción del ensuciamiento, a tal grado que distintas técnicas y enfoques son usados para lograr una mejor predicción. Entre las técnicas usadas destaca la lógica difusa que permite obtener datos precisos del ensuciamiento, como se validó con datos experimentales (Petermeier *et al.*, 2002). También, las redes neuronales, por medio de la técnica de elemento lineal adaptativo, estiman aceptablemente el ensuciamiento de intercambiadores de calor de placas (Riverol & Napolitano, 2005). Inclusive, la formulación de un modelo general ha permitido la predicción del ensuciamiento y su reducción a través de la obtención de una temperatura óptima, este modelo se formuló en estado dinámico en intercambiadores de placas (Georgiadis *et al.*, 1998b) y se aplicó para el diseño y operación óptima de intercambiadores de calor (Georgiadis *et al.*, 1998a). En casos particulares se ha aplicado el modelado para optimizar la reproducción en distintos escenarios (de Jong *et al.*, 2002), y lograr una operación aceptable de esterilización de leche (Grijpspeerdt *et al.*, 2004).

El planteamiento de reacción ha sido basado en los alimentos que presenten desnaturalización de proteínas; sin embargo, el espesor de ensuciamiento ha sido propuesto como una alternativa fundamental para la medición de eficiencia térmica. El primer modelo de espesor incluye el crecimiento de una capa de resistencia térmica en base al cálculo del número de Biot (Kern & Seaton, 1959). Este modelo fue eficiente para intercambiadores de calor de tubo y coraza y después se modificó bajo suposiciones requeridas en los alimentos (Fryer & Slatter, 1985). La validación del modelo con datos experimentales mostró la alta capacidad de predicción bajo condiciones de operación de tratamientos térmicos convencionales (Fryer, 1989).

El modelado de ensuciamiento ha partido de lo propuesto por Georgiadis *et al.* (1998b), bajo un contexto de dinámica de fluidos, como lo demuestran varios trabajos que incluyeron las reacciones de desnaturalización bajo condiciones frontera en la capa límite térmica y lograron un modelo en 2D (Jun & Puri, 2006, Mahdi *et al.*, 2009). Sin embargo, los sistemas bajo suposición de 3D mejoran la percepción del ensuciamiento por efecto de la geometría, como lo demostraron los casos resueltos con dinámica computacional de fluidos, CFD, por sus siglas en inglés (Brahim *et al.*, 2003, Grijpspeerdt *et al.*, 2003). En este último, el uso de la herramienta CFD ha permitido precisar posibles métodos de mitigación del ensuciamiento, como el diseño del corrugado en intercambiadores de platos (De Bonis & Ruocco, 2009) y con geometrías complejas (Li *et al.*, 2013).

Los experimentados en ensuciamiento han analizado técnicas novedosas para realizar su mitigación como el uso de flujo pulsado (Boxler *et al.*, 2014) y con el uso de recubrimientos sobre la superficie de transferencia de calor (Boxler *et al.*, 2013a; 2013b). Incluso, han permitido la obtención de análisis dimensionales del ensuciamiento

(Petit *et al.*, 2013) y su predicción bajo modelos de crecimiento asintótico (Bai *et al.*, 2014). Adicional a esto, la experimentación permitió la validación de simulaciones CFD en el crecimiento de ensuciamiento en canales complejos a distintas condiciones de operación (Bouvier *et al.*, 2014).

Los trabajos de simulación muestran que los modelos de formación de espesor y reacción, e incluso bajo el uso de CFD, no han sido conjuntados y son independientes, lo cual indica que no es posible obtener un valor de concentración de proteína desnaturalizada a partir del espesor de ensuciamiento o viceversa. Esto permitiría analizar la reducción del espesor de ensuciamiento bajo el uso de modelos cinéticos de limpieza. Por lo cual, este trabajo tiene el objeto de mostrar una metodología que permita la obtención de la equivalencia entre ambos modelos.

MODELADO DE ENSUCIAMIENTO

El modelado de ensuciamiento incluye el efecto de la temperatura y el cálculo riguroso del coeficiente global de transferencia de calor (U). La obtención rigurosa de U es posible conociendo la temperatura, la cual se obtiene del balance en estado dinámico en el intercambiador de calor. Así, el valor de la temperatura es empleado en correlaciones matemáticas para calcular el coeficiente convectivo del intercambiador de calor; este coeficiente no considera cambio de fase ni mezcla de fases, pero depende de las propiedades termo-físicas del alimento que cambian con la temperatura. En este punto es necesario el cálculo de las propiedades con un modelo aceptable, como Choi-Okos. De esta manera, el ensuciamiento es planteado con un modelo de espesor, como el modelo de Kern-Seaton. Por otra parte, el nivel de desnaturalización de la proteína es posible por un modelo cinético de reacción en que intervienen tres reacciones. En esta sección se enfoca en el planteamiento matemático de esta descripción.

Balance de energía y ecuaciones de diseño

El escenario planteado es del fluido sobre el que se analiza el ensuciamiento bajo calentamiento. Esto permite manejar la temperatura de calentamiento como constante y equivalente a la temperatura de la pared. De tal forma, que la zona del fluido en calentamiento mantiene su materia en estado estable, de lo cual el balance de energía sin reacción:

$$Cp \cdot M \frac{dT}{dt} = \dot{m} \int_{T_i}^{T_w} Cp \cdot dT + U_c A (T_w - (T_i + T)/2) \quad (1)$$

donde \dot{m} es el flujo másico, M la masa del fluido acumulada en el sistema, A el área de transferencia de calor, T_w la temperatura en la pared, T_i la temperatura de entrada, T la temperatura de salida y t el tiempo. El valor de U_c proviene de su corrección con el ensuciamiento como:

$$U_c = (U_o^{-1} + R_f)^{-1} \quad (2)$$

donde U_o proviene de correlaciones empíricas y R_f se refiere a la resistencia por ensuciamiento calculado por la relación δ/κ_e con δ como el ensuciamiento y κ_e su conductividad térmica, 0.27 W/m·K (Riverol & Napolitano, 2005).

El cálculo de U_o , por simplicidad, corresponde al coeficiente convectivo, h , de cada geometría. En principio, las geometrías consideradas para análisis son: placa con superficie lisa, interior de tubo y espacio anular. Estas geometrías son las más usadas en intercambiadores de calor, claro está que geometrías complejas existen y su representación con ensuciamiento sería efectiva con el uso de CFD (Dinámica Computacional de Fluidos, por sus siglas en inglés). Los modelos para cálculo de h de las geometrías analizadas en este trabajo son los siguientes:

- Placas superficies lisas: $Nu = 0.036 Re^{0.8} Pr^{1/3}$
- Interior de tubos: $Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$
- Espacio anular: $St = \frac{h}{Cp \cdot \rho \cdot u} = 0.029 Re^{-0.2} Pr^{-1/3} \left(\frac{\phi_o}{\phi_i} \right)^{0.15}$

Modelo de espesor

El modelo inicial de Kern-Seaton es el modelo pionero de ensuciamiento y se plantea en base al número de Biot (Bi):

$$\frac{dBi}{dt} = \frac{K_d}{Re(T)} \text{Exp} \left[\frac{-E}{R} \cdot \frac{1 + Bi}{T_w + T \cdot Bi} \right] - K_r \cdot Bi \quad (3)$$

donde Re es el número de Reynolds, E la energía de activación (89000kJ/mol), R la constante universal de los gases (8.3167 J/mol·K), K_d y K_r son parámetros de la velocidad de ensuciamiento ($4.85 \times 10^{-13} \text{ s}^{-1}$ y $1.3 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$) (Fryer, 1989). El Bi es equivalente a $R_f U_o$ (Fryer, 1989) y U_o es variable con la temperatura, así la expresión (3):

$$\frac{d\delta}{dt} = \frac{K_d \cdot K_e}{U_o(T) \cdot Re(T)} \text{Exp} \left[\frac{-E}{R} \cdot \frac{K_e + \delta \cdot U_o(T)}{T_w \cdot K_e + \delta \cdot T \cdot U_o(T)} \right] - \delta \cdot K_r - \frac{\delta}{U_o(T)} \cdot \frac{dU_o(T)}{dt} \quad (4)$$

donde la derivada en el tercer término de la derecha se aproxima, mediante un arreglo de cadena, a:

$$\frac{dU_o(T)}{dt} = \frac{dU_o(T)}{dT} \cdot \frac{dT}{dt} \quad (5)$$

y el segundotérmino del producto de la derechaprovienede del balance de energía, pero el primer término se obtiene usando una derivada numérica tal que:

$$\frac{dU_o(T)}{dT} = \frac{U_o(T + \Delta T) - U_o(T)}{\Delta T} \quad (6)$$

donde ΔT es un incremento de un orden de magnitud menor a 1×10^{-4} .

Modelo de reacción

El trabajo propuesto por de Jong *et al.* (1992) describe un modelo para determinar la concentración de proteína en etapas diferentes, bajo las reacciones:



donde n , u , a y d representan el estado de la proteína, nativa, desnaturalizada, agregada y depositada respectivamente, k es la constante de velocidad para los distintos estados. Con esto, el modelo cinético planteado es:

$$\left. \begin{array}{l} \frac{dC_n}{dt} = -k_u C_n \\ \frac{dC_u}{dt} = k_u C_n - k_a C_u^2 - k_d C_u \\ \frac{dC_a}{dt} = k_a C_u^2 \\ \frac{dC_d}{dt} = k_d C_u \end{array} \right\} \quad (8)$$

donde C es la concentración de la proteína β -lg, los subíndices corresponden al estado de la β -lg, y el parámetro de velocidad, k , se formula como un modelo de Arrhenius:

Tabla 1: Parámetros cinéticos para los esquemas de ensuciamiento por reacción.

Forma	Parámetro	Unidades	Valor	Temperatura
Desplegada (u)	E_a	KJ/mol	261	
	k_0	s^{-1}	23.37E+37	
Agregada (a)	E_a	KJ/mol	312	70 - 90 °C
			56	90 - 115 °C
	k_0	s^{-1}	1.36E+43	70 - 90 °C
			1.83E+6	90 - 115 °C
Depositada (d)	E_a	KJ/mol	45.1	
	k_0	s^{-1}	0.51	

Tomado de: (de Jong *et al.*, 1992, de Jong *et al.*, 1993, Grijspeerd *et al.*, 2004, Petermeier *et al.*, 2002, Toyoda & Fryer, 1997).

$$k_i(T) = k_{0,i} \text{Exp}\left(-\frac{E_{a,i}}{RT}\right) \quad (9)$$

donde, el índice j indica la fase de desnaturalización, k_0 y E_a son la velocidad inicial de reacción y energía de activación, respectivamente, las cuales fueron determinadas y validadas experimentalmente para temperaturas de 70 °C hasta 115 °C por diversos investigadores como se observa en la Tabla 1. La inclusión de reacción tiene efecto sobre el balance de energía, por lo que la expresión (1) se modifica a:

$$C_p \cdot M \frac{dT}{dt} = \dot{m} \int_{T_i}^T C_p \cdot dT + U_c A (T_w - (T_i + T)/2) + C_n \Delta Hr \quad (10)$$

donde ΔHr es la entalpía de reacción cuyos valores a distintas temperaturas han sido reportados en la literatura (Burgos *et al.*, 2012) y representados por un modelo exponencial como:

$$\Delta Hr = -1.198 \times 10^{-3} e^{0.057T} \quad (11)$$

Propiedades termo-físicas de alimentos

Las propiedades químicas de los fluidos juegan un papel importante en el ensuciamiento de los intercambiadores de calor. Las propiedades físicas son definidas como función de la temperatura, esto implica el uso de modelos matemáticos que las representen. En esta parte, el modelo propuesto de Choi y Okos (1986), es el más aceptable al respecto e involucra las propiedades de los componentes de los alimentos: cenizas, carbohidratos, fibras, grasas, proteínas y agua. Para el caso del C_p (J/kg·K), el modelo se aproxima al de mezcla como:

$$C_p = \sum_i C_{p,i} x_i \quad (12)$$

En el caso de la densidad:

$$\frac{1}{\rho} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i} \quad (13)$$

La conductividad térmica:

$$\kappa = \rho \sum_i \frac{x_i K_i}{\rho_i} \quad (14)$$

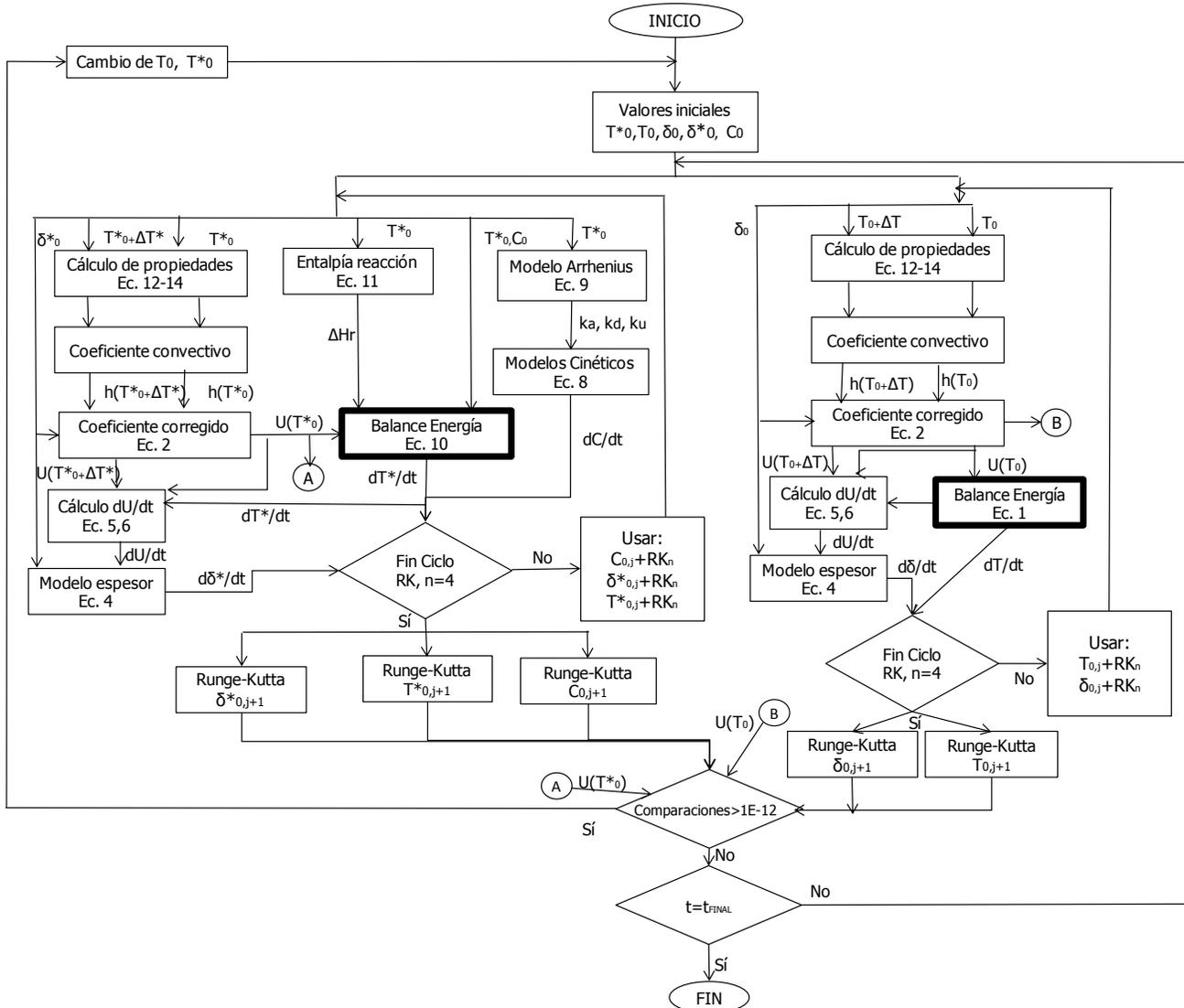


Fig. 1: Metodología empleada en la solución de los modelos. Los términos con * representa variables bajo la metodología que involucra reacción.

METODOLOGÍA

La equivalencia de espesor de ensuciamiento con la concentración de proteína desnaturizada se planteó considerando la solución de las dos estrategias de forma independiente. Así, la equivalencia existe cuando los resultados de las simulaciones, en ambos casos, obtienen un coeficiente de transferencia de calor, un espesor y

temperatura iguales en ambas metodologías. La única diferencia entre estrategias planteadas existe en la inclusión de las velocidades de reacción y de la entalpía de formación. Inicialmente, los modelos consideraron mismos valores iniciales de espesor y temperatura. Para garantizar la equivalencia, los valores de U , δ y T son comparados bajo un error aproximado de 1×10^{-12} , en caso de no lograrlo el valor inicial de la temperatura cambia hasta cumplir la diferencia. Dentro del procedimiento de cálculo, el primer paso es el cálculo de las propiedades del alimento, ecuaciones 12-14, y posteriormente el cálculo del coeficiente convectivo indicado en la Tabla 1. La solución del modelo de espesor continúa con la corrección del coeficiente global de transferencia de calor, ecuación 2, considerando un cálculo doble para $T \pm \Delta T$ requerido en la derivada numérica de U , ecuación 6. En caso de reacción se realiza el cálculo del parámetro de velocidad, ecuación 9, y las velocidades de reacción, ecuación 8, y la entalpía de reacción, ecuación 11. Posteriormente, el balance de energía es resuelto para ambos casos, ecuación 1 sin reacción y ecuación 10 con reacción. El cálculo siguiente es el modelo de espesor, ecuación 11. Finalmente, los cálculos concluyen al aplicar lo indicado en el método de Runge-Kutta de 4to orden. Todo esto se encontrará dentro un ciclo de cálculo para el Runge-Kutta y otro ciclo para obtener una equivalencia de espesor. La Figura 1 esquematiza la metodología descrita para la solución de los modelos. Las restricciones incluidas son el consumo parcial de la proteína y una temperatura de salida inferior a la de pared.

El análisis consistió en probar distintas condiciones de operación bajo dos geometrías propuestas. Las dimensiones de las geometrías son tomadas de un trabajo previo (Grijpspeerdt *et al.*, 2004): placa de 0.035 m de espesor, 0.070 m de ancho y 80 m de largo; interior de tubos con 0.0508 m de diámetro interno y 36 m longitud; y zona anular con 0.0508 m de diámetro externo, 0.0127 m de diámetro interno y 21 m de longitud. El alimento fue leche (87.4% agua, 3.5% grasa, 3.5% proteínas, 4.9% carbohidratos y 0.7% cenizas) bajo flujos másicos de 3, 6 y 9 kg/s; temperaturas de entrada de 300, 330, y 360 K, y temperatura de la pared de 400 K. La solución fue posible bajo una interfaz de MS Excel con código propio. Las simulaciones se realizaron en una computadora con 8 GB RAM y procesador Intel(R) Core 2 Duo de 2.8 GHz, con pasos de integración de $1E-20$ s y un tiempo de cómputo de 45 min por simulación.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los resultados obtenidos de las simulaciones se tomaron cada 10 s a partir de 5 s. Estos se organizaron a través del cambio de temperatura y flujo para cada geometría. Los valores generados corresponden a casos en que existió empate, y se indicaron a través de los valores de concentración total de proteína desnaturalizada, representada por $\ln[CD+CA]$, y el espesor de ensuciamiento obtenido, correspondiente a $\log(\delta)$. El análisis de los resultados para cada geometría se indica a continuación.

El comportamiento del crecimiento del espesor y el consumo de proteína corresponde a lo descrito en los resultados de las simulaciones realizadas por Mahdi *et al.* (2009), las cuales muestran una evolución detallada de este comportamiento sobre la superficie de placas de calentamiento. El aumento de espesor implica una reducción en el valor de U , como lo obtuvo Robbins *et al.* (1999), en sus pruebas experimentales de intercambiadores de placa, al igual que Fickak *et al.* (2011), Li *et al.* (2013) y Bai *et al.* (2014); de esta manera, se encontró esa correspondencia en los resultados de este trabajo. La Figura 2 indica los valores de U para simulaciones realizadas, 6 kg/s con temperatura de entrada de 330 K. Las tres geometrías mostraron congruencia con datos experimentales; agregando a esto, la geometría de mayor ensuciamiento fue la zona anular al mostrar el mayor descenso en el valor de U . En los tres casos se llega a un estado estable de ensuciamiento, aunque la experimentación muestra un descenso continuo con pequeñas variaciones (Fickak *et al.*, 2011).

En el caso de la geometría de película sobre placa, la concentración de proteína sufre una ligera desaceleración de formación a los 25 segundos y posteriormente existe un cambio muy ligero en la concentración, indicado por el cambio de pendiente de las curvas correspondientes. Esto es similar con la formación del espesor de ensuciamiento. Lo cual indica que al incrementar el espesor de ensuciamiento aumenta la resistencia de transferencia de calor que limita la formación de proteínas desnaturalizadas. En general, no existe un cambio significativo sobre la formación de ensuciamiento por efecto de la temperatura, aunque ligeramente se observa un aumento en la proteína desnaturalizada. Sin embargo, el flujo másico tiene un efecto significativo sobre la

formación del espesor y de la proteína desnaturalizada, esto es aceptable de una variable que afecta significativamente al balance de energía. La Figura 3 representa los resultados para este intercambiador de calor.

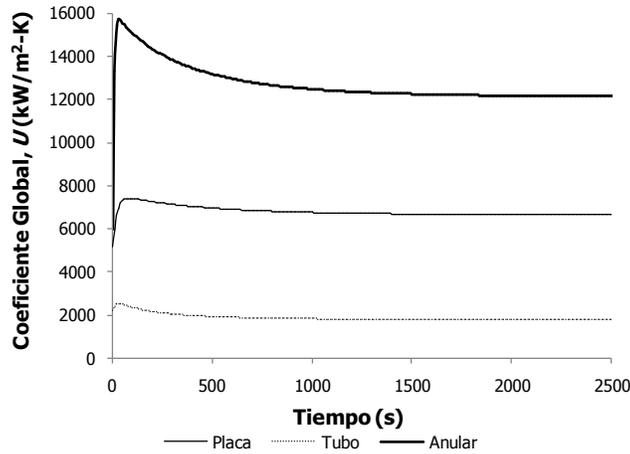


Fig. 2: Resultados dinámicos de U para 6 kg/s y temperatura de entrada 330 K.

El flujo de producto por el interior de tubo mostró un comportamiento de formación de proteína desnaturalizada y de ensuciamiento similar al intercambiador de placa. No obstante, el cambio de la velocidad de formación de proteína fue a los 14 s, antes que la placa. Además, la concentración de proteína desnaturalizada es mayor. Esto demuestra una mayor transferencia de calor a lo largo del tubo. Sin embargo, el efecto del flujo y la temperatura equivalen al indicado al intercambiador de placas. La Figura 4 representa los resultados para este intercambiador de calor.

Las simulaciones en la zona anular indicaron los mayores valores de proteína desnaturalizada y espesor de ensuciamiento. Además, el flujo de producto por la zona anular mostró un comportamiento de formación de proteína desnaturalizada y de ensuciamiento similar a los intercambiadores anteriores. En este caso, el cambio de la velocidad de formación de proteína fue a los 11 s y la concentración de proteína desnaturalizada continuó bajo una velocidad en aumento, es decir el cambio del valor de la proteína desnaturalizada fue mayor que en los otros intercambiadores. La Figura 5 representa los resultados para este intercambiador de calor.

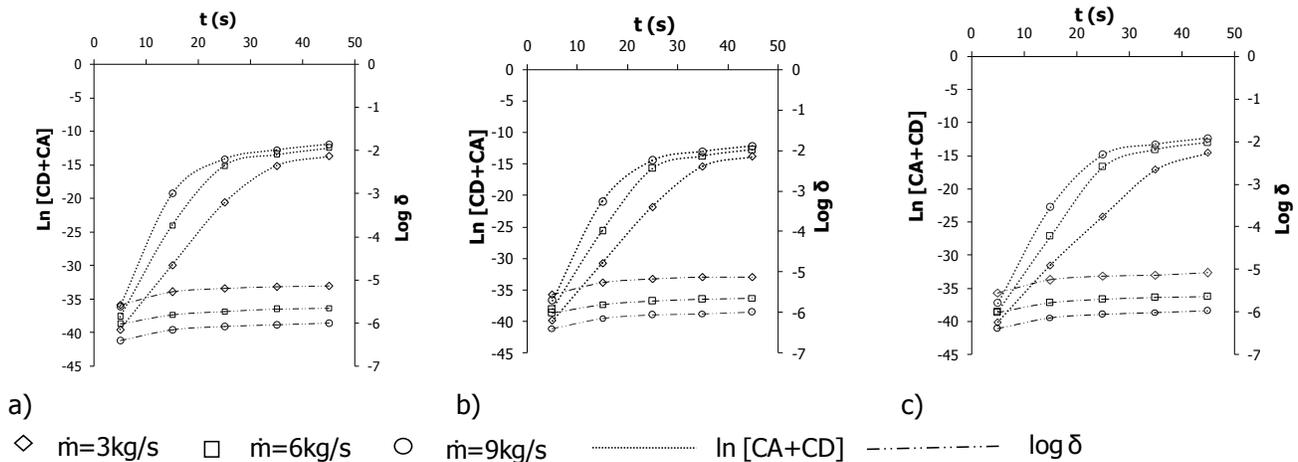


Fig. 3: Resultados del ensuciamiento y concentración de la proteína, en los estados de agregación y deposición para un intercambiador de placa: a) 300K, b) 330K, c) 360 K.

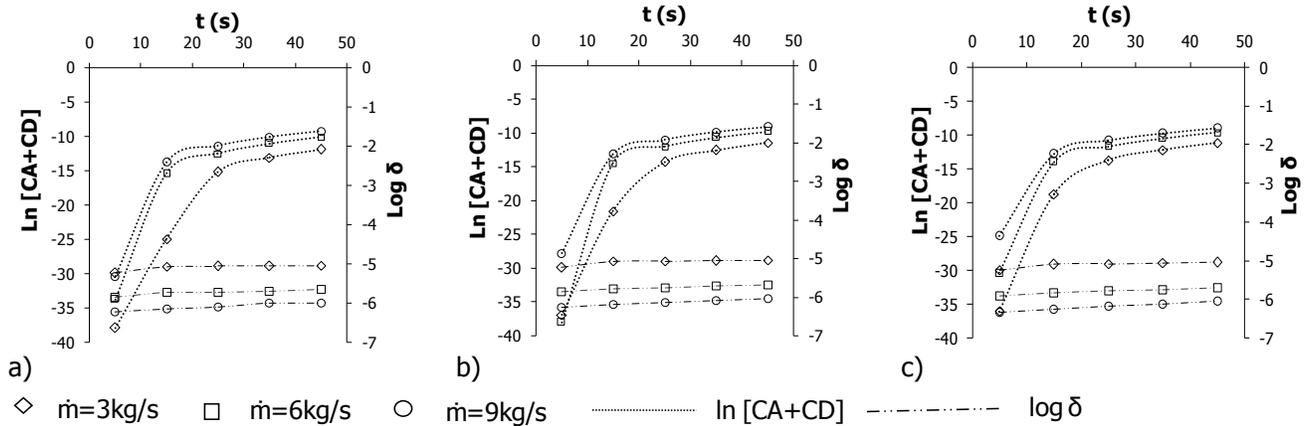


Fig. 4: Resultados del ensuciamiento y concentración de la proteína, en los estados de agregación y deposición para un intercambiador de doble-tubo, interior de tubos: a) 300K, b) 330K, c)360 K.

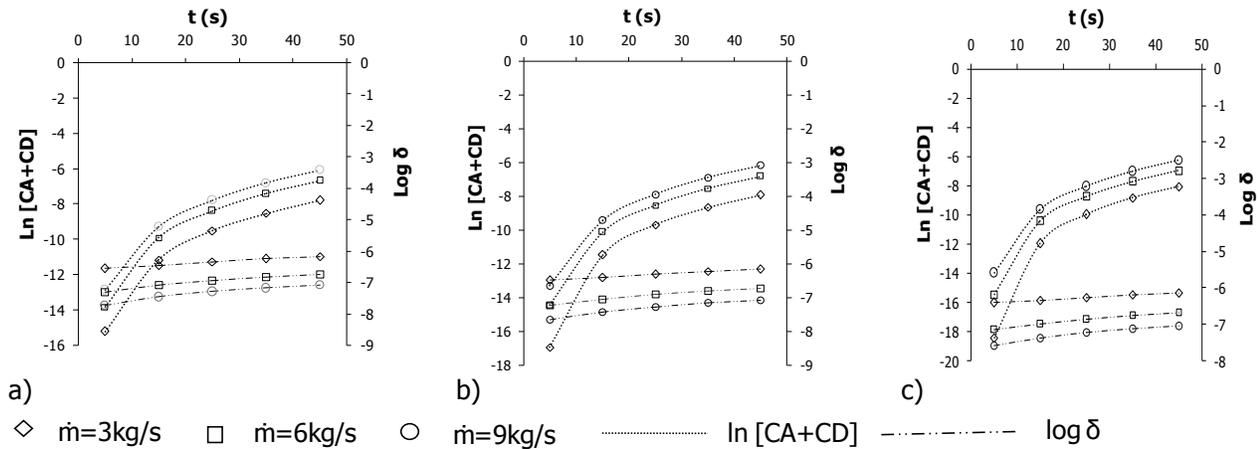


Fig. 5: Resultados del ensuciamiento y concentración de la proteína, en los estados de agregación y deposición para un intercambiador de doble-tubo, zona anular: a) 300K, b) 330K, c)360 K.

Los flujos máxicos tratados indican que, al ser mayores, la concentración de proteína desnaturalizada incrementa pero disminuye el espesor de ensuciamiento. Este punto demuestra que, al aumentar el flujo aumenta la concentración de proteína nativa y la proteína desnaturalizada; además, esto concuerda con trabajos anteriores que indican la reducción del espesor por aumento del flujo (Awad, 2001; Fryer, 1989). Por su parte, el incremento de temperatura de entrada produce una mayor concentración de proteína desnaturalizada, por efecto del modelo de Arrhenius, pero no incrementa notoriamente el ensuciamiento. En todos los casos, la variación de la formación de proteína desnaturalizada es mayor que la formación de espesores de ensuciamiento. Además, el porcentaje de desnaturalización se encuentra en un nivel del 90%, como lo demostraron las simulaciones y experimentos de Bouvier *et al.* (2014), en este trabajo las simulaciones muestran un nivel de desnaturalización de 95%.

Los resultados describen los efectos de flujo y temperatura sobre la concentración de proteína desnaturalizada y espesor de ensuciamiento, lo cual puede ser tratado para relacionar estas variables en el empate. El primer planteamiento de empate corresponde a los datos que describen una relación entre el ensuciamiento y la concentración de la proteína desnaturalizada, lo cual se asemeja a un comportamiento exponencial. Así, el modelo representativo propuesto es:

$$\log \delta = a^{b + \ln[CD+CA]} + c \quad (15)$$

donde a, b y c son parámetros de regresión. Estos parámetros son particulares para una temperatura y flujo másico, y se aproximaron a un modelo de regresión cuadrático. La obtención de los parámetros fue posible en Microsoft Office Excel, con ayuda de Solver. La estrategia fue minimizar la suma del cuadrado de los errores. La Tabla 2 resume los modelos de los parámetros a, b, c para las distintas geometrías del caso de estudio, y la Tabla 3 indica los valores del parámetro de Pearson para cada uno de ellos.

Tabla 2: Ecuaciones para la solución de los parámetros del modelo matemático propuesto para ambas geometrías.

Geometría	Modelos
Placa	$a = 0.8536 + 9.084 \times 10^{-4} T - 8.619 \times 10^{-4} \dot{m} + 5.356 \times 10^{-7} T \cdot \dot{m} - 1.318 \times 10^{-6} T^2 + 5.643 \times 10^{-5} \dot{m}^2$
	$b = 6580.4 - 37.61T - 0.0831\dot{m} + 1.05 \times 10^{-4} T \cdot \dot{m} + 0.0545T^2 + 3.539 \times 10^{-3} \dot{m}^2$
	$c = -62.235 + 0.3214T - 0.041\dot{m} + 2.24 \times 10^{-4} T \cdot \dot{m} - 4.648 \times 10^{-4} T^2 - 3.256 \times 10^{-3} \dot{m}^2$
Interior de tubos	$a = 10.056 - 0.0502T - 0.4065\dot{m} + 1.037 \times 10^{-3} T \cdot \dot{m} + 7 \times 10^{-4} T^2 + 7.154 \times 10^{-3} \dot{m}^2$
	$b = 44.2 - 0.2612T + 0.2886\dot{m} + 1.73 \times 10^{-4} T \cdot \dot{m} + 4.160 \times 10^{-4} T^2 - 0.029\dot{m}^2$
	$c = 13.5665 - 0.1037T - 1.1244\dot{m} + 1.842 \times 10^{-3} T \cdot \dot{m} + 1.45 \times 10^{-4} T^2 + 0.032\dot{m}^2$
Zona anular	$a = 1.8822 - 4.367 \times 10^{-4} T - 0.1196\dot{m} + 6.594 \times 10^{-5} T \cdot \dot{m} - 3.495 \times 10^{-6} T^2 + 0.005\dot{m}^2$
	$b = 22.22 - 0.0866T - 2.349\dot{m} + 0.058T \cdot \dot{m} + 1.1 \times 10^{-4} T^2 + 0.0048\dot{m}^2$
	$c = 1.8822 + 4.367 \times 10^{-4} T - 0.1196\dot{m} + 0.058T \cdot \dot{m} - 3.495 \times 10^{-6} T^2 + 0.005\dot{m}^2$

Tabla 3: Parámetro de Pearson de las constantes del modelo de empate.

Parámetro	Placa	Interior de tubos	Zona anular
A	0.9986	0.8	0.9963
B	1	0.921	0.98
C	0.9979	0.922	0.9963

CONCLUSIONES

Los resultados, en general, siguieron el comportamiento de ensuciamiento obtenido experimentalmente, como lo indica en la literatura. El ensuciamiento, en las distintas geometrías propuestas, cuenta con un distinto nivel de formación. La geometría de placas mostró un aumentoprolongado de ensuciamiento y en la zona anular se observó la mayor cantidad de ensuciamiento. Los resultados de las simulaciones fueron concisos al efecto de la turbulencia sobre el ensuciamiento, es decir menor ensuciamiento en flujos altos. La temperatura genera un efecto inverso entre el ensuciamiento y la concentración de proteínas, es decir la temperatura incrementa el ensuciamiento y reduce la formación de proteínas. Esto se debe al aumento de la resistencia a la transferencia de calor por parte del ensuciamiento y a la dependencia a la temperatura (modelo de Arrhenius) para la formación de proteínas. Inclusive, la concentración de proteína desnaturizada incrementó según las geometrías, de menor a mayor: placa, parte interna de tubos y zona anular.

El modelo exponencial propuesto adapta aceptablemente a los resultados de las simulaciones de este trabajo, aunque no se descarta la propuesta de otros modelos. Así, la metodología planteada en este trabajo garantiza la obtención de la equivalencia del espesor de ensuciamiento con la concentración de proteína desnaturizada, así una puede ser obtenida una a partir de la otra. De esta manera, su aplicación puede extenderse a distintos alimentos, geometrías y condiciones de operación, cuyo fin sea el análisis de limpieza para minimizar costos bajo la planeación adecuada de ciclos de limpieza.

NOMENCLATURA

A	Área de transferencia de calor, m^2
a	Parámetro de modelo de regresión
Bi	Número de Biot
b	Parámetro de modelo de regresión
C	Concentración molar de proteína, $kmol/m^3$
C_p	Capacidad calorífica del fluido, $kJ/kg \cdot ^\circ C$
c	Parámetro de modelo de regresión
E	Energía de activación del ensuciamiento (89000 kJ/mol)
E_a	Energía de activación para reacción de proteínas, kJ/mol
h	Coefficiente convectivo de transferencia de calor, $kW/m^2 \cdot K$
K_d	Parámetro de velocidad de ensuciamiento ($4.85 \times 10^{-13} s^{-1}$)
K_r	Parámetro de velocidad de ensuciamiento ($1.3 \times 10^{-3} s^{-1}$)
k	Constante de velocidad de reacción de las proteínas en función de la temperatura, s^{-1}
k_o	Parámetro pre-exponencial del modelo de Arrhenius, s^{-1}
M	Masa del fluido acumulada en el sistema, kg
\dot{m}	Flujo másico del fluido, kg/s
Nu	Número de Nusselt
Pr	Número de Prandtl
R	Constante universal de los gases (8.3167 $J/mol \cdot K$)
R_f	Resistencia térmica por ensuciamiento, $kW/m^2 \cdot K$
Re	Número de Reynolds
St	Número de Stanton
t	Tiempo, s
T	Temperatura a la salida, K
T_i	Temperatura en la alimentación, K
T_w	Temperatura de la pared, K
U	Coefficiente global de transferencia de calor, $kW/m^2 \cdot K$
U_o	Coefficiente global de transferencia de calor sin corrección, $kW/m^2 \cdot K$
U_c	Coefficiente global de transferencia de calor corregido, $kW/m^2 \cdot K$
x	Fracción másica de los componentes de los alimentos

Letras griegas

ΔH_r	Entalpía de reacción de la proteína, $kJ/kgmol$
ΔT	Incremento de la temperatura, K
δ	Espesor de ensuciamiento, m
κ	Conductividad térmica, $W/m \cdot K$
μ	Viscosidad, $Kg/m \cdot s$
ρ	Densidad, Kg/m^3
ϕ_o	Diámetro externo de la zona anular, m
ϕ_i	Diámetro interno de la zona anular, m

Subíndices

a	Proteína agregada
d	Proteína depositada
e	Ensuciamiento
i	Componente de alimento
j	Fases de desnaturalización
n	Proteína nativa
u	Proteína desnaturalizada

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen el apoyo mostrado por CONACyT.

REFERENCIAS

1. Awad, M.M. (2001). "Fouling of heat transfer surfaces." En: *Heat Transfer-Theoretical analysis, experimental investigations and industrial systems*, Belmiloudi, A., ed., InTech, 505-542.
2. Bai, X., Luo, T., Cheng, K. & Chai, F. (2014). Experimental study on fouling in the heat exchangers of surface water heat pumps. *Applied Thermal Engineering*, 70 (1), 892-895.
3. Bouvier, L., Moreau, A., Ronse, G., Six, T., Petit, J. & Delaplace, G. (2014). A CFD model as a tool to simulate β -lactoglobulin heat-induced denaturation and aggregation in a plate heat exchanger. *Journal of Food Engineering*, 136 (0), 56-63.
4. Boxler, C., Augustin, W. & Scholl, S. (2013a). Cleaning of whey protein and milk salts soiled on DLC coated surfaces at high-temperature. *Journal of Food Engineering*, 114 (1), 29-38.
5. Boxler, C., Augustin, W. & Scholl, S. (2013b). Fouling of milk components on DLC coated surfaces at pasteurization and UHT temperatures. *Food and Bioproducts Processing*, 91 (4), 336-347.
6. Boxler, C., Augustin, W. & Scholl, S. (2014). Composition of milk fouling deposits in a plate heat exchanger under pulsed flow conditions. *Journal of Food Engineering*, 121 (0), 1-8.
7. Brahim, F., Augustin, W. & Bohnet, M. (2003). Numerical simulation of the fouling process. *International Journal of Thermal Sciences*, 42 (3), 323-334.
8. Burgos, I., Dassie, S. A., Villarreal, M. A. & Fidelio, G. D. (2012). Thermodynamic and structural analysis of homodimeric proteins: Model of β -lactoglobulin. *Biochimica et Biophysica Acta (BBA) - Proteins and Proteomics*, 1824 (2), 383-391.
9. Chaudagne, D. (1991). "Fouling costs in the field of heat exchange equipment in the french market." En: *Fouling mechanisms: Teoretical and practical aspects*, Bohnet, B., Bott, T. R., Karabelas, A. J., Pilavachi, P. A., Séméria, R., and Vidil, R., eds., Ed. Européennes Thermique et Inudstrie, Paris, France.
10. Choi, C.Y. & Okos, M.R. (1986). "Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods." En: *Food Engineering and Process Aplicacions: Transport Phenomena*, Maguer, M. L. and Jelen, P., eds., Elsevier Applied Science, London.
11. De Bonis, M.V. & Ruocco, G. (2009). Conjugate fluid flow and kinetics modeling for heat exchanger fouling simulation. *International Journal of Thermal Sciences*, 48 (10), 2006-2012.
12. de Jong, P. (1997). Impact and control of fouling in milk processing. *Trends in Food Science & Technology*, 8(12), 401-405.
13. de Jong, P., Bouman, S. & van der Linder, H.J. (1992). Fouling of heat transfer equipment in relation to the denaturation of B-lactoglobulin. *Journal of the Society of Dairy Technology*, 45, 3-8.
14. de Jong, P., Waalewijn, R. & van Der Linder, H.J.L.J. (1993). Validity of a kinetic fouling model for heat-treatment of whole milk. *Lait*, 73, 293-302.

15. de Jong, P.D., Giffel, M.C.d., Straatsma, H. & Vissers, M.M.M. (2002). Reduction of fouling and contamination by predictive kinetic models. *International Journal of Dairy Technology*, 12, 258-292.
16. Fickak, A., Al-Raisi, A. & Chen, X. D. (2011). Effect of whey protein concentration on the fouling and cleaning of a heat transfer surface. *Journal of Food Engineering*, 104, 323-331.
17. Fryer, P.J. (1989). The uses of fouling models in the design of food process plant. *International Journal of Dairy Technology*, 42 (1), 23-29.
18. Fryer, P.J. & Slatter, N.K.H. (1985). A direct simulation procedure for chemical reaction fouling in heat exchangers. *Chemical Engineering Journal*, 31, 97-107.
19. Georgiadis, M.C., Rotstein, G.E. & Macchietto, S. (1998a). Modeling and simulation of shell and tube heat exchangers under milk fouling. *AIChE Journal*, 44, 959-971.
20. Georgiadis, M.C., Rotstein, G.E. & Macchietto, S. (1998b). Modelling and simulation of complex plate heat exchanger arrangements under milk fouling. *Computers & Chemical Engineering*, 22, Supplement 1 (0), S331-S338.
21. Grijspeerd, K., Hazarika, B. & Vucinic, D. (2003). Applications of computational fluid dynamics to model the hydrodynamics of plate heat exchangers for milk processing. *Journal of Food Engineering*, 57, 237-242.
22. Grijspeerd, K., Mortier, L., De Block, J. & Van Renterghem, R. (2004). Applications of modelling to optimise ultra high temperature milk heat exchangers with respect to fouling. *Food Control*, 15 (2), 117-130.
23. Jun, S. & Puri, V.M. (2006). A 2D dynamic model for fouling performance of plate heat exchangers. *Journal of Food Engineering*, 75 (3), 364-374.
24. Kern, D.Q. & Seaton, R.E. (1959). A theoretical analysis of thermal surface fouling. *British Chemical Engineering*, 4 (5), 258-262.
25. Lalande, M., Tissier, J.P., & Corrieu, G. (1984). Fouling of a plate heat exchanger used in ultra-high-temperature sterilization of milk. *Journal of Dairy Research*, 51, 557-568.
26. Li, W., Li, H.-x., Li, G.-q., & Yao, S.-c. (2013). Numerical and experimental analysis of composite fouling in corrugated plate heat exchangers. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 63 (0), 351-360.
27. Mahdi, Y., Mouheb, A. & Oufer, L. (2009). A dynamic model for milk fouling in a plate heat exchanger. *Applied Mathematical Modelling*, 33 (2), 648-662.
28. Paterson, W.R. & Fryer, P.J. (1988). A reaction engineering approach to the analysis of fouling. *Chemical Engineering Science*, 43 (7), 1714-1717.
29. Petermeier, H., Benning, R., Delgado, A., Kulozik, U., Hinrichs, J. & Becker, T. (2002). Hybrid model of the fouling process in tubular heat exchangers for the dairy industry. *Journal of Food Engineering*, 55 (1), 9-17.
30. Petit, J., Six, T., Moreau, A., Ronse, G. & Delaplace, G. (2013). β -lactoglobulin denaturation, aggregation, and fouling in a plate heat exchanger: Pilot-scale experiments and dimensional analysis. *Chemical Engineering Science*, 101 (0), 432-450.

31. Riverol, C. & Napolitano, V. (2005). Estimation of fouling in a plate heat exchanger through the application of neural networks. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 80 (5), 594-600.
32. Robbins, P.T., Elliott, B.L., Fryer, P.J., Belmar, M.T. & Hasting, A.P.M. (1999). A Comparison of Milk and Whey Fouling in a Pilot Scale Plate Heat Exchanger: Implications for Modelling and Mechanistic Studies. *Food and Bioproducts Processing*, 77 (2), 97-106.
33. Tissier, J.-P., Corrieu, G. & Lalande, M. (1982). General and kinetic aspects of pre-rinse and cleaning of a milk storage tank. *Journal of Food Process Engineering*, 6 (1), 37-53.
34. Toyoda, I. & Fryer, P. J. (1997). "A computacional model for reaction and mass transfer in fouling from whey protein solutions." En: *Fouling Mitigation og Industrial Heat Exchanger Equipment*, Panchal, C. B., ed., Begell House, New York, 589-600.