

METODOLOGÍA UNIDIMENSIONAL PARA EL CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA PAILAS DE HORNILLAS PANELERAS

Daniel Marcelo Aldana

Universidad de Piura, Piura, Perú, daniel.marcelo@udep.pe

Raúl La Madrid Olivares

Universidad de Piura, Piura, Perú, raul.lamadrid@udep.pe

RESUMEN

Este artículo se refiere al desarrollo y validación de una metodología para determinar el coeficiente de transferencia de calor global, basado en las ecuaciones de transferencia de calor de convección (G.N. Tiwari et al, 2004), (G.N. Tiwari et al, 2003) y mecánica de fluidos, para un flujo incompresible (Bruce R. Munson et al, 2009) en el lado del jugo contenido en la paila y en el lado de los gases calientes que pasan por el ducto, y de la evaporación del agua (Yunus A. Çengel et al, 2007) contenida en el jugo de caña .

La metodología desarrollada define las ecuaciones matemáticas que permiten modelar de manera precisa el fenómeno de transferencia de calor entre los gases calientes y las pailas, para calcular el coeficiente de transferencia de calor global a partir de datos experimentales. La metodología se puede validar para cualquier caso de intercambiador de calor de hornilla panelera donde se conozcan los materiales, datos geométricos de la hornilla y principales parámetros del flujo tales como flujos máxicos, presiones, velocidades y temperaturas.

Keywords: caña de azúcar, azúcar orgánica, panela, bioenergía, energía

ABSTRACT

This article concerns the development and validation of a methodology for determining the overall heat transfer coefficient, based on the equations of convective heat transfer (GN Tiwari et al, 2004), (GN Tiwari et al, 2003) and mechanical fluid, for an incompressible flow (Bruce R. Munson et al, 2009), on the side of juice contained in the pan and on the side of the hot gases passing through the duct, and water evaporation (Yunus A. Cengel et al, 2007) contained in the cane juice.

The methodology defines the mathematical equations to model, accurately the phenomenon of heat transfer between the hot gases and pans, to calculate the overall heat transfer coefficient from experimental data. The methodology can be validated for any case of heat exchanger of a jaggery furnace where materials are known, geometric data and main furnace flow parameters such as mass flows, pressures, speeds and temperatures.

Keywords: cane sugar, organic sugar, jaggery, bio-energy, energy

1. INTRODUCCIÓN

Las pailas (construidas de acero inoxidable, por ser un requerimiento de la agroindustria alimentaria) han sido y son ampliamente utilizadas como intercambiadores de calor en la industria panelera. Las pailas, al recibir calor de los gases calientes, originan que el agua contenida en el jugo se evapore, permitiendo la concentración hasta miel, la que posteriormente se somete a un proceso de batido y enfriamiento obteniéndose la panela granulada.

El procedimiento seguido en el presente trabajo es el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección entre los gases de combustión y la paila. Para esto es necesario hallar las propiedades de los gases de combustión, calcular el número de Nusselt, y hallar el coeficiente mencionado. Posteriormente se calcula el coeficiente de transferencia de calor por radiación. Y mediante un procedimiento iterativo se calcula el coeficiente global de transferencia de calor, entre otros.

2. CARACTERÍSTICAS DEL MODELO EN ESTUDIO

En la figura 1 se muestra un esquema del fenómeno en estudio. Se aprecian cuatro elementos: jugo de la caña de azúcar (guarapo), ducto de humos, la paila aleteada (intercambiador de calor) y los gases de combustión, siendo este último el que cede calor al fondo de la paila.

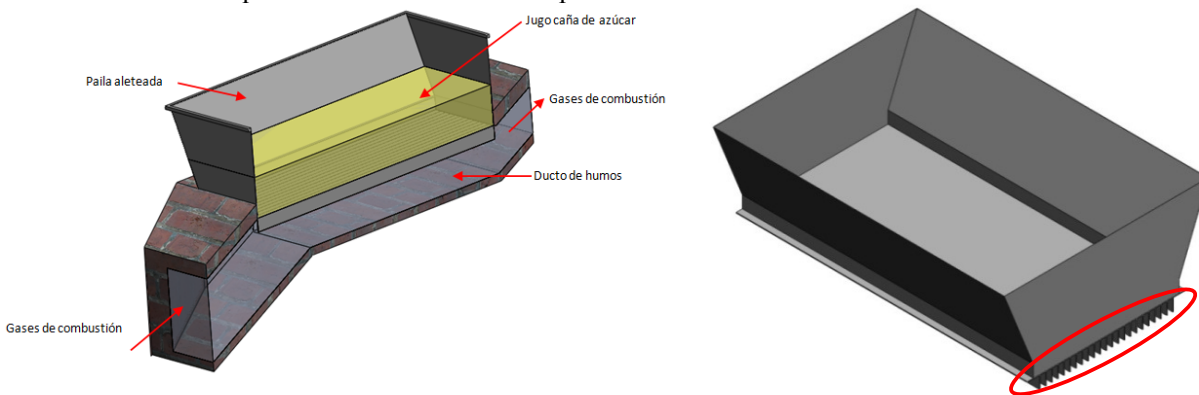


Figura 1. Esquema ducto de humos, paila aleteada y gases de combustión. Vista paila aleteada

El funcionamiento del sistema es el siguiente: los gases de combustión recorren el fondo de la paila cediendo calor al jugo de la caña de azúcar contenido en la paila, evaporando el agua contenida en el mismo.

Metodologías revisadas son las de G.N. Tiwari et al, 2004 y G.N. Tiwari et al, 2003 quienes obtienen los valores del coeficiente de transferencia de calor por convección entre el jugo de la caña de azúcar y la paila. Adicionalmente S.I. Anwar, 2010 muestra la influencia que tienen en la transferencia de calor el uso de pailas con aletas, otro análisis interesante es mostrado por R. Hernandez, 2004 quien también hace un estudio del coeficiente de transferencia de calor global. Es así que el presente estudio busca implementar un análisis en el que se tome en cuenta el calor transferido desde los gases de combustión hasta la paila.

3. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

3.1. CÁLCULOS PREVIOS

3.1.1. TEMPERATURA DE EBULLICIÓN

Se calcula la presión atmosférica (p_{atm}) a partir de la altura de emplazamiento de la hornilla panelera, para lo cual se utiliza la expresión dada por referencia G. Gordillo et al, 1992, la cual es función de la altura de emplazamiento de la hornilla (msnm).

$$p_{atm} = \frac{101325}{1000} e^{-(0.0001158)(msnm)} \quad (1)$$

Posteriormente se halla la temperatura de ebullición del jugo de la caña de azúcar (Hugot et al, 1986)

$$T_{\text{ebu}} = T_{\text{sat_agua}} + \frac{2\text{brix}}{100-\text{brix}} \quad (2)$$

Donde $T_{\text{sat_agua}}$ es la temperatura de ebullición del agua, la cual es función de la presión atmosférica y brix son los grados brix de la caña de azúcar.

3.1.2. ÁREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

En la figura 1 se muestra la vista de una paila aleteada, el área en la base ($A_{\text{paila/gases}}$) de esta paila es:

$$A_{\text{paila/gases}} = (l_{\text{paila}})(a_{\text{paila}}) + 2(\text{num}_{\text{aletas}})(a_{\text{aleta}})(l_{\text{paila}}) \quad (3)$$

La cual es función del largo (l_{paila}) y ancho (a_{paila}) de la paila, el número ($\text{num}_{\text{aletas}}$) y el alto de la aleta (a_{aleta}). En la parte interior de la base de la paila (en contacto con el jugo de la caña de azúcar), el área se obtiene mediante:

$$A_{\text{jugo/paila}} = (l_{\text{paila}})(a_{\text{paila}}) \quad (4)$$

Finalmente se halla el área de intercambio de calor:

$$A_{TR} = \eta_{\text{superficial}} A_{\text{paila/gases}} \quad (5)$$

3.2. CÁLCULO COEFICIENTE DE CONVECCIÓN ENTRE LOS GASES DE COMBUSTIÓN Y LA PAILA

Para el cálculo de este coeficiente de convección, en primer lugar, se tiene que obtener el diámetro hidráulico que depende de la geometría de la paila y del ducto. Luego se calcula el número de Reynolds, se hallan las capacidades calóricas tanto a presión como volumen constante. Con estos datos se obtiene la conductividad térmica, la que es requerida para hallar el número de Nusselt. Finalmente, se calcula el coeficiente de convección entre los gases de combustión y el fondo de la paila.

3.2.1. CÁLCULO DEL DIÁMETRO HIDRÁULICO

Se calcula la temperatura media ($T_{\text{gases_prom}}$) [$^{\circ}\text{C}$], que es el promedio de la temperatura a la entrada ($T_{\text{in_gases}}$) y salida ($T_{\text{out_gases}}$) con respecto de la paila de los gases de combustión.

El área transversal en el ducto para una paila aleteada:

$$A_{\text{Trans}} = (\text{alto}_{\text{cam}})(\text{ancho}_{\text{camara}}) - (\text{num}_{\text{aletas}})(e_{\text{aleta}})(a_{\text{aleta}}) \quad (6)$$

Donde alto_{cam} y $\text{ancho}_{\text{camara}}$ son el alto y el ancho del ducto de los gases de combustión y e_{aleta} es el espesor de la aleta.

El perímetro:

$$P = 2(\text{alto}_{\text{cam}} + \text{ancho}_{\text{camara}}) + 2\text{num}_{\text{aletas}}a_{\text{aleta}} \quad (7)$$

Para hallar el diámetro hidráulico se utiliza el área transversal del ducto de gases y el perímetro.

$$D_{\text{hidra}} = \frac{4A_{\text{Trans}}}{P} \quad (8)$$

3.2.2. CÁLCULO DEL NÚMERO DE REYNOLDS

Para hallar la viscosidad de la mezcla de gases, se calcula inicialmente la viscosidad dinámica de cada uno de los compuestos utilizando la expresión de Sutherland (Frank M White et al, 1991).

$$\mu_i = \frac{\mu_0(T_0 + C) \left(\frac{T_{\text{gases_prom}}}{T_0} \right)^{3/2}}{T_{\text{gases_prom}} + C} \quad (9)$$

Donde T_0 y μ_0 son la temperatura y viscosidad de referencia, respectivamente, del componente -i, T es la temperatura de los gases combustión y C es la constante de Sutherland del componente -i.

Para hallar la densidad de los gases se utiliza la siguiente expresión (G. Gordillo et al, 1992)

$$\rho_{gases} = 1.22 \left(\frac{P_{atm}}{101.325} \right) \left(\frac{T_{amb} + 273.15}{T_{gases_{prom}} + 273.15} \right) \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (10)$$

La velocidad de los gases se calcula a partir del flujo másico de los gases, del área transversal y la densidad.

$$vel = \frac{\dot{m}_{comb}}{(A_{trans})(\rho_{gases})} \quad (11)$$

A partir de estos datos se calculan los números de Reynolds (Bruce R. Munson et al, 2009), para el siguiente caso:

- **Convección interna:** fluido circulando por el interior de unos conductos y el número de Reynolds (Yunus A. Çengel et al, 2007) es

$$Re = \frac{(\rho_{gases})(vel)(D_{hidra})}{\mu_{mezcla}} \quad (12)$$

3.2.3. CÁLCULO DE LAS CAPACIDADES CALÓRICAS MOLAR DE CADA ESPECIE

Para el cálculo de la capacidad calórica molar a presión constante de cada gas, se utiliza la siguiente expresión (Robert H. Perry et al, 1997):

$$C_p = a_1 + a_2C + a_3H + a_4O + a_5N + a_6S + a_7F + a_8Cl + a_9I + a_{10}Br + a_{11}Si + a_{12}Al + a_{13}B + a_{14}P + a_{15}E \quad (13)$$

Donde:

C, H, O, N, S, F, Cl, I, Br, Si, Al, B y P corresponden al número de átomos de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, sulfuro, flúor, cloro, yodo, bromo, silicio, aluminio, boro, fósforo en la molécula, respectivamente. E representa el número de átomos de otros elementos distintos a los 13 mencionados anteriormente.

Para el cálculo de la capacidad calórica molar a volumen constante de cada especie, únicamente se tiene que restar a la capacidad calórica molar a presión constante, el valor de la constante universal de los gases.

$$C_{v-i} = C_{p-i}(1000) - R_u \left[\frac{J}{kmol.K} \right] \quad (14)$$

3.2.4. CÁLCULO DE LA CAPACIDAD CALÓRICA DE LA MEZCLA

La capacidad calórica molar a presión constante de la mezcla, se calcula (Yunus A. Çengel et al, 2009)

$$C_{p_{mezcla}} = \sum_{i=1}^k mf_i C_{p,i} \left[\frac{J}{kg.K} \right] \quad (15)$$

Donde

$$mf_i = y_i \frac{M_i}{M_m} \quad (16)$$

Siendo

$$M_m = \sum_{i=1}^k y_i M \quad (17)$$

3.2.5. CÁLCULO DE LA CONDUCTIVIDAD TÉRMICA

Para hallar la conductividad térmica se ha tomado las correlaciones (Robert H. Perry et al, 1997)

Moléculas lineales (CO₂, CO, N₂, O₂),

$$k_i = \left(\frac{\mu_i}{M_i} \right) \left(1.3C_{v-i} + 14644 - \frac{2928.8}{T/T_{cr-i}} \right) \left[\frac{W}{m.K} \right] \quad (18)$$

Moléculas no lineales (H₂O)

$$k_i = \left(\frac{\mu_i}{M_i} \right) (1.15C_{v-i} + 16903.36) \left[\frac{W}{m.K} \right] \quad (19)$$

Luego para hallar la conductividad térmica de la mezcla de gases se utiliza la relación de Wassiljewa (C. Yamilé Martínez Ochoa et al, 2009)

$$k_{mezcla} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i k_i}{\sum_{j=1}^n x_j \Phi_{ij}} \left[\frac{W}{mK} \right] \quad (20)$$

Donde el parámetro de interacción Φ_{ij} se calcula a partir de la ecuación de Wilke (R. Byron Bird et al, 2002):

$$\Phi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{-\frac{1}{2}} \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{M_i}{M_j} \right)^{\frac{1}{4}} \right]^2 \quad (21)$$

3.2.6. CÁLCULO DEL NÚMERO DE NUSSELT

Un parámetro importante para hallar el cálculo del número de Nusselt, es el número de Prandtl, el cual se obtiene a partir de:

$$Pr = \frac{(\mu_{mezcla})(C_{p_mezcla})}{k_{mezcla}} \quad (22)$$

Dependiendo de las características del flujo en estudio se utiliza la siguiente correlación para hallar el número de Nusselt.

Para convección interna forzada en flujo turbulento en tubos

- Ecuación Dittus-Boelter (Yunus A. Çengel et al, 2007)

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \quad (23)$$

3.2.7. CÁLCULO COEFICIENTE DE CONVECCIÓN ENTRE LOS GASES DE COMBUSTIÓN Y LA PAILA

Primero se halla la longitud característica

- Para convección interna [m]

$$L_c = D_{hidra} \quad (24)$$

- Para convección externa [m]

$$L_{c_x} = l_{paila} \quad (25)$$

Luego para hallar el coeficiente de convección (h_0) se aplica la siguiente expresión:

- Para convección interna

$$h_{0,conv-interna} = \frac{k_{mezcla} Nu_{interna}}{L_c} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (26)$$

- Para convección externa

$$h_{0,conv-externa} = \frac{k_{mezcla} Nu_{externa}}{L_{c,x}} \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (27)$$

3.3. CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRASFERENCIA DE CALOR POR RADIACIÓN

En primer lugar se hallan las presiones parciales del CO₂ y H₂O

$$p_{CO_2} = y_{CO_2} (101.325) \quad [kPa] \quad (28)$$

$$p_{H_2O} = y_{H_2O} (101.325) \quad [kPa] \quad (29)$$

Luego se calcula el espesor óptico, para lo cual es necesario, en primer lugar calcular el volumen del ducto de humos, para los fines de este modelo se ha tomado el volumen de un paralelepípedo rectangular:

$$V_{ducto} = (\text{alto}_{cam_out})(a_{paila})(l_{paila}) \quad (30)$$

También se tiene que hallar el área del ducto, para esto se toma en cuenta las seis caras del paralelepípedo mencionado anteriormente.

$$A_{ducto} = 2 \left[(\text{alto}_{cam_out})(a_{paila}) + (\text{alto}_{cam_out})(l_{paila}) + (a_{paila})(l_{paila}) \right] \quad (31)$$

Por último, se halla el espesor óptico [m]

$$L_{optico} = \frac{3.4(V_{ducto})}{A_{ducto}} \quad (32)$$

3.3.1. CÁLCULO DE LAS EMISIVIDADES

Los cálculos de las emisividades toman en consideración las correlaciones mostradas en (Anil K. Mehrotra et al, 1995), las cuales son:

- Para el H₂O

$$\log \varepsilon_{H_2O} = \frac{a + \sum_{i=1}^3 \left[b_i T^i + d_i \left[\log(p_{H_2O} L_{optico}) \right]^i \right]}{1 + \sum_{i=4}^6 \left[b_i T^{i-3} + d_i \left[\log(p_{H_2O} L_{optico}) \right]^{i-3} \right]} \quad (33)$$

- Para el CO₂

$$\log \varepsilon_{CO_2} = \frac{a + \sum_{i=1}^3 \left[b_i T^i + d_i \left[\log(p_{CO_2} L_{optico}) \right]^i \right]}{1 + \sum_{i=4}^6 \left[b_i T^{i-3} + d_i \left[\log(p_{CO_2} L_{optico}) \right]^{i-3} \right]} \quad (34)$$

Donde las constantes se muestran en Anil K. Mehrotra et al, 1995, y la temperatura tomada es la temperatura promedio de los gases.

Adicionalmente se calculan los parámetros de corrección de presión.

- Para el H₂O

$$C_{H_2O} = \frac{a + \sum_{i=1}^3 \left[b_i \left[\frac{p_{H_2O} + p_{atm}}{2} \right]^i + d_i \left[\log(p_{H_2O} L_{optico}) \right]^i \right]}{1 + \sum_{i=4}^6 \left[b_i \left[\frac{p_{H_2O} + p_{atm}}{2} \right]^{i-3} + d_i \left[\log(p_{H_2O} L_{optico}) \right]^{i-3} \right]} \quad (35)$$

- Para el CO₂

$$\log C_{CO_2} = \frac{a + \sum_{i=1}^3 \left[b_i (\log P)^i + d_i \left[\log(p_{CO_2} L_{optico}) \right]^i \right]}{1 + \sum_{i=4}^6 \left[b_i (\log P)^{i-3} + d_i \left[\log(p_{CO_2} L_{optico}) \right]^{i-3} \right]} \quad (36)$$

Posteriormente, se calcula un factor de corrección que toma en cuenta que tanto el dióxido de carbono y el vapor de agua, se encuentran presentes en una mezcla

$$C_{SO} = \frac{a + \sum_{i=1}^3 \left[b_i \left[\frac{p_{CO_2}}{p_{CO_2} + p_{H_2O}} \right]^i + d_i \left[\ln(\log(p_{CO_2} + p_{H_2O}) L_{optico}) \right]^i \right]}{1 + \sum_{i=4}^6 \left[b_i \left[\frac{p_{H_2O} + p_{atm}}{2} \right]^{i-3} + d_i \left[\ln(\log(p_{CO_2} + p_{H_2O}) L_{optico}) \right]^i \right]} \quad (37)$$

Donde los factores a, b y d para estas correlaciones de corrección se muestran en Anil K. Mehrotra et al, 1995.

Por último, para hallar la emisividad de las mezcla de gases.

$$\varepsilon_g = (\varepsilon_{H_2O} C_{H_2O} + \varepsilon_{CO_2} C_{CO_2}) (1 - C_{SO}) \quad (38)$$

3.3.2. CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE RADIACIÓN [W/M².K]

Se calcula el área de transferencia de calor, la cual se llamará superficie fría.

$$A_f = (a_{paila}) (I_{paila}) \quad (39)$$

Posteriormente se halla la fracción entre la superficie fría y la superficie total.

$$C_1 = \frac{A_f}{A_{ducto}} \quad (40)$$

Con este parámetro se calcula el factor de transferencia.

$$G_1 = \frac{A_{ducto}}{\frac{1}{C_1 \varepsilon_1} + \left(\frac{1 - \varepsilon_g}{1 - C_1 \varepsilon_g} \right) \left(\frac{1}{\varepsilon_g} - 1 \right)} \quad (41)$$

Para hallar la potencia térmica transferida por radiación [W] se aplica

$$\dot{Q}_{rad} = G_1 (5.67 \times 10^{-8}) (T_{gases_prom}^4 - T_s^4) \quad (42)$$

Finalmente se halla el coeficiente de transferencia de calor por radiación coeficiente de radiación

$$h_{rad} = \frac{\dot{Q}_{rad}}{A_1 (T_{gases_prom} - T_s)} \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (43)$$

3.4. CÁLCULO COEFICIENTE DE CONVECCIÓN ENTRE EL JUGO DE LA CAÑA Y LA PAILA (ANÁLISIS DE EBULLICIÓN)

3.4.1. CÁLCULO PROPIEDADES JUGO DE LA CAÑA DE AZÚCAR

Para este análisis se ha tomado en cuenta las propiedades del agua (Frank P. Incropera et al, 2009). Los parámetros que se utilizan son:

- Densidad del agua en fase líquida:

$$\rho_{H_2O(l)} = \frac{1}{V_{H_2O(l)}} \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (44)$$

- Densidad del agua en fase vapor

$$\rho_{H_2O(v)} = \frac{1}{V_{H_2O(v)}} \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad (45)$$

3.4.2. CÁLCULO DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA

Adicionalmente se calcula la Diferencia de temperaturas media logarítmica.

$$\Delta T_{entrada} = T_{in_gases} - T_{ebu} \quad (46)$$

$$\Delta T_{salida} = T_{out_gases} - T_{ebu} \quad (47)$$

$$DTML = \frac{\Delta T_{entrada} - \Delta T_{salida}}{\log \left(\frac{\Delta T_{entrada}}{\Delta T_{salida}} \right)} \quad (48)$$

3.4.3. INICIALIZACIÓN DE VARIABLES

Antes de iniciar el cálculo iterativo, se tiene que asumir valores iniciales de los siguientes variables:

- Área de transferencia de calor
- ΔT , que se obtiene de restar a la temperatura de la paila en contacto con el jugo de caña de azúcar, el valor de la temperatura de ebullición a la presión atmosférica del lugar, siendo

$$\Delta T = T_s - T_{ebu} \quad (49)$$

- Temperatura del fondo de la paila en contacto el jugo de la caña de azúcar

$$T_{w,interna} = \Delta T - T_{ebu} \quad (50)$$

- Temperatura del fondo de la paila en contacto con los gases de combustión igual a la temperatura del fondo de la paila en contacto con el jugo de la caña de azúcar.

$$T_{w,externa} = T_{w,interna} \quad (51)$$

3.4.4. PREVIO AL INICIO DE LA ITERACIÓN

Previo al inicio de las iteraciones se calcula el coeficiente de convección entre los gases de combustión y la paila (ver apartado 1.3)

3.4.5. INICIO CÁLCULO ITERATIVO

Para hallar el coeficiente de convección se utiliza el siguiente cálculo iterativo

1. Se calcula el coeficiente de transferencia de calor por radiación entre los gases de combustión y la paila (ver apartado 1.4)
2. A continuación, halla el coeficiente de transferencia de calor por convección entre el jugo de la caña de azúcar y superficie de la paila, utilizando la expresión de Rohsenow (Frank P. Incropera et al, 2009)

$$h_i = \frac{1}{\Delta T} \mu_{h2o,l} h_{fg,h2o} \left[\frac{g(\rho_{h2o,l} - \rho_{h2o(v)})}{\sigma_{h2o,l}} \right]^{1/2} \left[\frac{cp_{h2o,l} (T_s - T_{ebu})}{\sigma_{h2o,l}} \right]^3 \quad (52)$$

3. Se halla el coeficiente de transferencia de calor combinado el cual es

$$h_{comb} = h_i + h_{rad}$$

4. Luego se halla el área equivalente de transferencia de calor (Frank P. Incropera et al, 2009)

$$A_{TR} = \eta_{superficial} A_{paila/gases} \quad (53)$$

El rendimiento superficial se obtiene a partir de (Frank P. Incropera et al, 2009)

$$\eta_{superficial} = 1 - \frac{A_{aleta}}{A_{paila/gases}} (1 - \eta_{aleta}) \quad (54)$$

El rendimiento de la aleta (Frank P. Incropera et al, 2009) es

$$\eta_{aleta} = \frac{\tanh(mL)}{mL} \quad (55)$$

Donde

$$L = a l_{aleta} + \frac{e_{aleta}}{2} \quad (56)$$

$$m = \left(\frac{2h_{aleta}}{k_{acero} e_{aleta}} \right)^{0.5} \quad (57)$$

5. El coeficiente de transferencia de calor global es

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_0 + h_{rad}} + \frac{e_{paila}}{k_{mezcla}}} \quad (58)$$

6. Se calcula el calor por unidad de área

$$q = U(DTML) \quad (59)$$

7. Se halla la temperatura $T_{w,interna}$

$$T_{w,interna} = \frac{q}{h_i} + T_{ebu} \quad (60)$$

8. Se halla la potencia térmica transferida

$$Q_{comb} = h_{comb} A_{TR} (T_{gases,prom} - T_{w,externa}) \quad (61)$$

9. Se halla la temperatura $T_{w,externa}$

$$T_{w,externa} = \frac{e_{paila}}{k_{acero}} + T_{w,interna} \quad (62)$$

10. Se recalcula ΔT

$$\Delta T = T_{w,interna} - T_{ebu} \quad (63)$$

11. Si el valor calculado es similar al supuesto, la iteración termina, sino $\Delta T_{nuevo} = \Delta T + \lambda$ y comienza en 1.

4. RESULTADOS Y VALIDACIÓN DEL MODELO

Las pruebas han sido realizadas en hornillas de producción de panela granulada, de Colombia (R. Hernández, 2004) y Perú. Los datos obtenidos de 21 experimentos, han sido procesados utilizando la metodología descrita en este artículo, y a continuación se muestra en las figuras 2 y 3.

En la figura 2, se indica el coeficiente global de transferencia de calor gases – paila, obtenido a partir de los datos experimentales y el coeficiente calculado utilizando la metodología. La tendencia del modelo analítico va de acuerdo con los resultados experimentales, corroborando su validez.

En la figura 3, se muestra la comparación entre resultados analíticos, obtenidos con la metodología mostrada en el presente artículo y resultados experimentales. Como se puede apreciar el modelo permite obtener valores que se ajustan bastante bien a los reales.

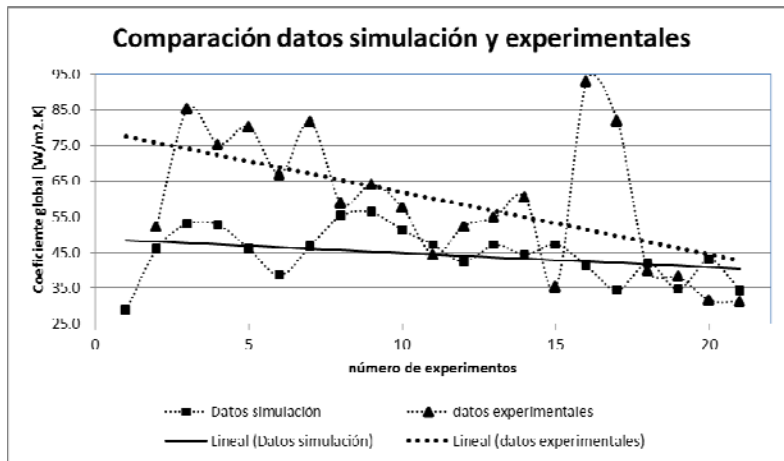


Figura 2. Coeficiente global de transferencia de calor

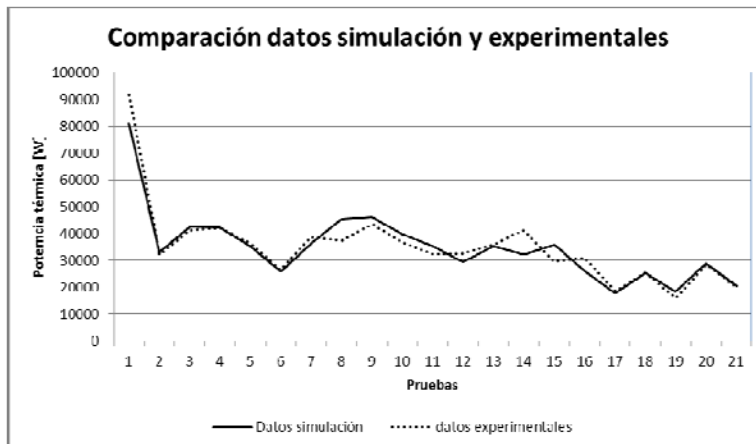


Figura 3. Potencia térmica intercambiada

5. CONCLUSIONES

- Se ha desarrollado una metodología para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor en los intercambiadores de calor (pailas) utilizados en la industria panela.
- La validación de la metodología con los experimentos realizados, permite que la aplicación de la metodología pueda ser ampliada a nuevos diseños de hornillas para la producción de panela granulada. Del mismo, la metodología puede seguir siendo validada y mejorada, con adicionales

experimentos en hornillas de producción de panela granulada e intercambiadores de calor de tipo abierto.

- El coeficiente global de transferencia de calor que se calcula con la metodología facilita el estudio de adicionales variables de operación de la hornilla tales como el área de intercambio de calor y reducción de pérdidas de calor.
- Los resultados obtenidos utilizando la metodología propuesta (calor y temperaturas), pueden ser utilizados como condiciones de frontera en simulaciones de mecánica de fluidos computacional.

6. BIBLIOGRAFÍA

- Anil K. Mehrotra, Kunal Karan, and Leo A. Behie. *Estimate gas emissivities for equipment and process design*. 1995.
- Bruce R. Munson. Donald F Young. Theodore H. Okiishi. Wade W Huebsch. *Fundamentals of Fluid Mechanics*. Sexta edición. Jhon Wiley and sons. 2009.
- C. Yamilé Martínez Ochoa. Agustín Benítez Hernández. *Métodos generalizados de estimación de propiedades de transporte: conductividad*. 2009
- Frank M White. *Viscous Fluid Flow*. Segunda edición. McGraw-Hill, Estados Unidos. 1991.
- Frank P. Incropera. David P. Dewitt. *Heat and mass transfer*. Séptima edición. Jhon Wiley and sons. 2011.
- G. Gordillo y H. Garcia. *Manual para el diseño y operación de hornillas paneleras*. Barbosa, Colombia. 1992
- G.N. Tiwari. Om Prakash. Subodh Kumar. *Evaluation of convective heat and mass transfer for pool boiling of sugarcane juice*. Elsevier - Energy Conversion and Management 45 (2004) 171-179.
- G.N. Tiwari. Sanjeev Kumar. Om Prakash. Study of heat and mass transfer from sugarcane juice for evaporation. Elsevier - Desalination 159 (2003) 81-96
- Hugo R. García B. Luis C. Albarracín C. Adriana Toscano Latorre. Natalia J. Santana M. Orlando Insuasty B. Guía tecnológica para el manejo integral del sistema productivo de caña panelera.
- Hugot. *Handbook of Cane Sugar Engineering*. Tercera edición. Elsevier, Estados Unidos. 1986.
- Jagannadha Rao, Madhusweta Das & SK Das. Jaggery – A Traditional Indian Sweetener. Indian Journal of Traditional Knowledge. Vol. 6 (1), January 2007, pp. 95-102.
- R. Byron Bird. Warren E. Stewart. Edwin N. Lightfoot. *Transport Phenomena*. Second edition. Jhon Wiley and sons. 2002.
- Robert H. Perry. Don W. Green. James O. Maloney. *Perry's chemical engineers' handbook*. Séptima edición. McGraw-Hill, Estados Unidos. 1997.
- R. Hernandez. *Determinación dinámica de los coeficientes globales de transferencia de calor para las pailas aleteada, redonda, plana, piro-tubular y caldera enterrada (semicilíndrica) usadas en la industria panelera*. Tesis para optar el título de Ingeniero Químico. Universidad Industrial de Santander. 2004
- S.I. Anwar. *Fuel and energy saving in open pan furnace used in jaggery making through modified juice boiling/concentrating pans*. Energy Conversion and Management Journal. 2010.
- Yunus A. Çengel. *Transferencia de calor y masa*. Tercera edición. McGraw-Hill/Interamericana Editores, México D.F, Cop. 2007.
- Yunus A. Çengel; Michael A. Boles. *Termodinámica*. Sexta edición. McGraw-Hill/Interamericana Editores, México D.F, Cop. 2009.