



UNIVERSIDAD
DE PIURA

REPOSITORIO INSTITUCIONAL
PIRHUA

ESTUDIO TEÓRICO Y VALIDACIÓN EXPERIMENTAL DEL FENÓMENO DE EBULLICIÓN EN ESTANQUE DEL JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR

Paul Villar-Yacila

Piura, marzo de 2015

Facultad de Ingeniería

Departamento de Ingeniería Mecánico-Eléctrica

Villar, P. (2015). *Estudio teórico y validación experimental del fenómeno de ebullición en estanque del jugo de caña de azúcar* (Tesis de pregrado en Ingeniería Mecánico-Eléctrica). Universidad de Piura, Facultad de Ingeniería. Programa Académico de Ingeniería Mecánico-Eléctrica. Piura, Perú.



Esta obra está bajo una [licencia](#)
[Creative Commons Atribución-](#)
[NoComercial-SinDerivadas 2.5 Perú](#)

[Repositorio institucional PIRHUA – Universidad de Piura](#)

U N I V E R S I D A D D E P I U R A
FACULTAD DE INGENIERÍA



“Estudio teórico y validación experimental del fenómeno de ebullición en estanque del jugo de caña de azúcar”

Tesis para optar el Título de
Ingeniero Mecánico – Eléctrico

Paul Ian Nicola Villar Yacila

Asesor: Dr. Ing. Mario Daniel Marcelo Aldana
Coasesor: Dr. Ing. Rafael Saavedra García Zabaleta

Piura, Marzo 2015

*A Dios,
a mis padres Marleny y Fidel,
a mi hermana Frieda,
al resto de mi familia
y amigos*

Prólogo

En los últimos años, la agroindustria de azúcar orgánica o panela en la Región Piura ha dado pasos importantes en sus objetivos de aumentar la producción y mejorar la calidad de este nutritivo edulcorante.

Las investigaciones y mejoras tecnológicas realizadas en los módulos paneleros de Santa Rosa de Chonta - Montero (Ayabaca) y Tambogrande - Lalaquiz (Huancabamba) a cargo de la Sección de Energía de la Universidad de Piura, han contribuido eficazmente al progreso de las asociaciones de productores de esta cadena productiva. Estos trabajos realizados han abierto un panorama interesante para emprender futuras investigaciones en favor de procurar un proceso óptimo y energéticamente eficiente.

Como objetivo principal de la investigación, se busca analizar el proceso de transferencia de calor y de la ebullición nucleada del jugo de caña de azúcar. De este modo, se evalúa el comportamiento de los jugos en las pailas, se conocen los regímenes de ebullición predominantes en este proceso y se estiman los valores comunes de los coeficientes de transferencia de calor vinculados al proceso productivo de panela granulada.

Agradezco profundamente a mis asesores Dr. Ing. Daniel Marcelo Aldana y al Dr. Ing. Rafael Saavedra Garcia Zabaleta por su valiosa dirección, sus contribuciones, el tiempo y paciencia dedicados en el presente trabajo, por sus constantes palabras de ánimo y amplio conocimiento de la materia, al Mgtr. Ing. Raúl La Madrid Olivares por la información brindada y su confianza, y a todos quienes conforman la Sección de Energía de la Universidad de Piura por su edificante ejemplo en sus labores diarias. Se agradece al FINCyT por el financiamiento otorgado mediante el contrato N°174-FINCyT-IB-2013.

Índice general

Prólogo	2
Resumen	4
Índice general	6
Introducción.....	¡Error! Marcador no definido.
Informe Descriptivo.....	¡Error! Marcador no definido.
Capítulo 1	¡Error! Marcador no definido.
Fundamentos de transferencia de calor	¡Error! Marcador no definido.
1.1. Mecanismos de transferencia de calor.....	¡Error! Marcador no definido.
1.1.1. Conducción.....	¡Error! Marcador no definido.
1.1.2. Convección.....	¡Error! Marcador no definido.
1.1.3. Radiación.....	¡Error! Marcador no definido.
1.2. Coeficiente de transferencia de calor por convección.....	¡Error! Marcador no definido.
1.3. Transferencia de calor en la ebullición.....	¡Error! Marcador no definido.
1.3.1. Ebullición en estanque	¡Error! Marcador no definido.
1.3.1.1. Ebullición en convección natural	¡Error! Marcador no definido.
1.3.1.2. Ebullición nucleada	¡Error! Marcador no definido.
1.3.1.3. Ebullición en transición.....	¡Error! Marcador no definido.
1.3.1.4. Ebullición en película.....	¡Error! Marcador no definido.
Capítulo 2	¡Error! Marcador no definido.
Metodología para el análisis experimental	¡Error! Marcador no definido.
2.1. Módulo experimental.....	¡Error! Marcador no definido.
2.2. Procedimiento matemático	¡Error! Marcador no definido.
Capítulo 3	¡Error! Marcador no definido.
Resultados.....	¡Error! Marcador no definido.
3.1. Prueba experimental a 700 W.....	¡Error! Marcador no definido.

3.2. Prueba experimental a 900 W.....	¡Error! Marcador no definido.
3.3. Prueba experimental a 1100 W.....	¡Error! Marcador no definido.
3.4. Prueba experimental a 1300 W.....	¡Error! Marcador no definido.
3.5. Coeficientes de transferencia de calor y constantes de Rohsenow;	¡Error! Marcador no definido.
Artículo científico.....	¡Error! Marcador no definido.
Conclusiones.....	¡Error! Marcador no definido.
Bibliografía.....	¡Error! Marcador no definido.
Anexo A: Propiedades termofísicas del jugo de caña de azúcar;	¡Error! Marcador no definido.
Anexo B: Dimensiones y propiedades de la olla.....	¡Error! Marcador no definido.
Anexo C: Resultados de los datos necesarios para aplicar la correlación de Rohsenow y el método de regresión lineal.....	¡Error! Marcador no definido.

Introducción

El proceso de producción para obtener panela granulada consta, principalmente, en someter un flujo de calor a ciertas cantidades de jugo de caña de manera que vaya evaporándose el agua presente en este jugo y así vaya ganando densidad [1]. Las altas temperaturas de los gases de combustión del bagazo a su paso por el ducto de humos y en contacto con las pailas (intercambiadores de calor abiertos) conduce a que se produzca el fenómeno de ebullición en el jugo de caña de azúcar.

Por tanto es de vital importancia identificar adecuadamente los fenómenos y los mecanismos de transferencia de calor presentes en dicho proceso, dado que cada fenómeno y/o mecanismo tienen su propia dinámica reflejando su influencia en las ecuaciones que gobiernan el flujo de calor en la ebullición.

Cabe señalar que en nuestro país, la mayoría de asociaciones productoras que cuentan con un módulo panelero, llevan a cabo esta técnica de manera incipiente o artesanal, desconociendo algunos parámetros importantes para el análisis energético que ayuden a mejorar el aprovechamiento del calor suministrado.

En el caso concreto del análisis del intercambio de energía y el comportamiento del jugo de caña de azúcar en la ebullición, pretender resolver analíticamente los problemas relacionados a la transferencia de calor presenta una dificultad, debido a las idealizaciones y suposiciones asumidas a priori, las cuales no siempre se cumplen durante el proceso. Es por ello que se pretende elaborar un procedimiento experimental, ya que cuenta con la ventaja de que se trabaja con un sistema físico real.

En consecuencia, se plantea el siguiente estudio para determinar los coeficientes de transferencia de calor ligados a la ebullición del jugo de caña de azúcar.

Informe Descriptivo

Capítulo 1

Fundamentos de transferencia de calor

1.1. Mecanismos de transferencia de calor

En su paso por el ducto de humos, los gases calientes provenientes de la combustión del bagazo transfieren parte de su energía térmica a las pailas que contienen el jugo de caña y a las paredes del ducto de humos, el resto de esta energía térmica se expulsa por la chimenea. Este intercambio de energía térmica se da por una diferencia de temperaturas entre el fluido caliente y aquello que lo circunda que se encuentra a temperaturas más bajas; suele decirse que esta diferencia de temperatura es la *fuerza impulsora* que permite la transferencia de calor.

En todos los casos de transferencia de calor, interesa conocer la tasa o razón de energía térmica intercambiada. Además, es necesario conocer los mecanismos, los cuales los gases de combustión llevan a cabo aquel intercambio de calor. Los mecanismos de transferencia de calor son los siguientes:

1.1.1. Conducción

Es el mecanismo de transferencia de calor producido por la existencia de un gradiente de temperatura a través de un cuerpo. La energía se transfiere de una región de alta temperatura hacia una de baja temperatura debido al movimiento molecular aleatorio-difusivo. La ley de Fourier establece que la tasa de transferencia de calor por unidad de área es proporcional al gradiente de temperatura [2]:

$$\dot{Q}_{cond} = -kA \frac{\partial T}{\partial x} \quad (1.1)$$

Donde:

\dot{Q}_{cond} = Tasa de transferencia de calor por conducción. [W]

k = Conductividad térmica del material. [W/m°C]

A = Área perpendicular a la dirección del flujo de calor. [m^2]

$\frac{\partial T}{\partial x}$ = Gradiente de temperatura en la dirección del flujo de calor. [$^{\circ}C/m$]

Cabe señalar que el signo negativo es necesario debido a que el flujo de calor por conducción se asume positivo en la dirección de un gradiente de temperatura decreciente.

Un valor elevado de conductividad térmica¹ indica que el material es un buen conductor del calor y un valor bajo indica que es un mal conductor o que es un aislante.

Aunque los valores de conductividad térmica de los materiales varían con la temperatura, a continuación se listan algunos de los materiales que se emplean en una hornilla panelera.

Tabla 1. Valores de conductividad térmica de algunos materiales

Material	Conductividad térmica ($W/m^{\circ}C$)
Aluminio	237
Cobre	401
Acero inoxidable	15.6
Ladrillo refractario	2
Ladrillo común	0.72
Aire	0.026

Fuente: Transferencia de calor y masa – Çengel Y. (2007).

De la Tabla 1 se puede ver que el cobre tiene la más alta conductividad térmica y el aire la más baja, por lo que se puede concluir que el cobre es un buen conductor térmico y el aire es un buen aislante térmico.

Comúnmente en la industria alimentaria se utilizan el aluminio, el acero inoxidable e incluso el cobre, por ejemplo, en los procesos de destilación de jugos de uva. En el caso de la producción de panela granulada, se identifican tres condiciones importantes que debe cumplir el material que contenga el jugo de caña y son: alto punto de fusión, buena resistencia a la corrosión y bajo costo; dentro de estas tres condiciones el que cumple satisfactoriamente estas características es el acero inoxidable.

1.1.2. Convección

Es el modo de transferencia de calor entre una superficie sólida y el líquido o gas adyacentes que están en movimiento. Se considera que esta manera de intercambio de energía comprende los efectos combinados de la conducción y movimiento de fluido, por tanto, a falta del movimiento del fluido adyacente a la superficie sólida sólo se transferirá calor por conducción.

¹ Conductividad térmica: es una medida de la capacidad de un material para conducir calor.

En el caso de las hornillas paneleras, los gases calientes que fluyen por el ducto de humos y luego por la chimenea son los que transfieren calor a los alrededores (pailas y paredes), el fluido caliente se mueve por la diferencia de presión que ocasiona el tiro de la chimenea, lo que viene a ser un proceso de transferencia de calor del tipo forzado. Al suceder este intercambio de energía dentro de un ducto, se conoce este mecanismo de transferencia de calor como convección interna forzada [3].

La bibliografía indica que la rapidez de la transferencia de calor por convección sigue la Ley de Newton del enfriamiento:

$$\dot{Q}_{conv} = hA_s (T_s - T_\infty) \quad (1.2)$$

Donde:

\dot{Q}_{conv} = Tasa de transferencia calor por convección. [W]

h = Coeficiente de transferencia de calor por convección. [W/m²°C]

A_s = Área superficial o superficie de contacto a la que se está transfiriendo calor. [m²]

T_s = Temperatura de la superficie. [°C]

T_∞ = Temperatura del fluido lo suficientemente alejado de esta superficie. [°C]

Es importante considerar que el valor del coeficiente de transferencia de calor no es una propiedad del fluido, sino que está en función de varios parámetros como: la naturaleza y velocidad del movimiento del fluido, flujo de calor, diferencia de temperatura, naturaleza y geometría de la superficie de contacto, etc [4].

1.1.3. Radiación

Es el mecanismo de transferencia de calor mediante el cual la materia emite energía no por contacto directo sino a través de ondas electromagnéticas, debido a su temperatura. Todos los cuerpos cuya temperatura se encuentra por encima del cero absoluto emiten radiación térmica [2].

La relación que gobierna la transferencia de calor por radiación se da por:

$$\dot{Q}_{rad} = \varepsilon\sigma A_s (T_s^4 - T_{alred}^4) \quad (1.3)$$

Donde:

\dot{Q}_{rad} = Tasa de transferencia de calor por radiación. [W]

ε = Emisividad de la superficie irradiada.

σ = Constante de Stefan-Boltzmann. [W/m²K⁴]

A_s = Área de contacto. [m²]

T_s = Temperatura de la superficie. [K]

T_{alred} = Temperatura de los alrededores. [K]

En nuestro caso, son los gases de combustión a altas temperaturas los que irradian energía térmica hacia la superficie metálica de la paila y a las paredes del ducto, y ocurre al mismo tiempo que la convección, producida por el movimiento de dicho fluido caliente, la cual incluye los efectos de la conducción. Para esta situación se suele trabajar con un **coeficiente combinado de transferencia de calor**, $h_{combinado}$, que incluya los efectos tanto de la convección como de la radiación.

Entonces, la razón total de transferencia de calor hacia una superficie como las pailas por convección y radiación es:

$$\dot{Q}_{total} = h_{combinado} A_s (T_s - T_{\infty}) \quad (1.4)$$

Por tanto, dado que la transferencia de calor se da por convección y radiación en simultáneo, nuestros esfuerzos se centrarán en cuantificar de manera adecuada el valor de $h_{combinado}$ en cada etapa del procesamiento de los jugos dentro de la hornilla.

1.2. Coeficiente de transferencia de calor por convección

En general, el coeficiente global de transferencia de calor por convección (h_o) se puede hallar de la ecuación (1.2), pero es un gran limitante el desconocimiento del flujo de calor en la hornilla. Dicho coeficiente puede hallarse en función de las resistencias que ofrecen a la transferencia de calor: la corriente del lado caliente, el espesor de la pared, un factor que asuma el efecto de la capa de ensuciamiento por el hollín y la interfase con el líquido a evaporar [5].

Entonces, la relación para encontrar h_o es como sigue:

$$\frac{1}{h_o} = \frac{1}{h_v} + \frac{e}{\lambda_w} + R_f + \frac{1}{h_L} \quad (1.5)$$

Reordenando la ecuación (5) se tiene:

$$h_o = \frac{1}{\frac{1}{h_v} + \frac{e}{\lambda_p} + R_f + \frac{1}{h_L}} \quad (1.6)$$

Donde:

h_o = Coeficiente global de transferencia de calor. [W/m²°C]

h_v = Coeficiente de transferencia de calor por convección de los gases calientes. [W/m²°C]

e = Espesor de la paila. [m]

λ_p = Conductividad térmica de la paila. [W/m°C]

R_f = Factor de ensuciamiento. [m²°C/W]

h_L = Coeficiente de transferencia de calor por convección del líquido calentado.
[W/m²°C]

La resistencia que tiene más influencia sobre el coeficiente global de transferencia de calor es, generalmente, la que se encuentra entre la pared y el líquido (1/h_L), es decir, la convección dada por el movimiento del jugo debido al cambio de densidad de la que se habla líneas arriba, producto del calentamiento producido en el ducto de humos. Esta resistencia aumenta especialmente cuando la viscosidad del fluido se incrementa a altas concentraciones² [5] oponiendo con ello mayor resistencia a la transferencia de calor.

Se sabe que, tanto la tasa de transferencia de calor como la diferencia de temperatura no son constantes, por tanto, el coeficiente de transferencia de calor por convección es variable, cambiando de manera sensible y en forma no lineal a lo largo de los intercambiadores de calor o pailas, por lo tanto, lo más adecuado sería calcular un coeficiente global promedio utilizando la diferencia de temperatura media logarítmica (DTML) en la ecuación (1.2) en lugar de la diferencia de temperatura entre la superficie de contacto y los alrededores [6].

Siendo la diferencia de temperatura media logarítmica (DTML) [2]:

$$DTML = \frac{T_{01} - T_{i2} - T_{02} - T_{i1}}{\ln \left(\frac{T_{01} - T_{i2}}{T_{02} - T_{i1}} \right)} \quad (1.7)$$

Por lo tanto, la ecuación (1.2), utilizando la ecuación (1.7) e introduciendo el coeficiente global promedio de transferencia de calor, viene dada en la siguiente relación:

$$\dot{Q} = h_{om} A_s DTML \quad (1.8)$$

Donde:

\dot{Q} = Tasa de transferencia de calor sobre la superficie de intercambio de calor. [W]

h_{om} = Coeficiente global promedio de transferencia de calor por convección. [W/m²°C]

A_s = Área de transferencia de calor. [m²]

T_{01} = Temperatura de entrada del fluido caliente al intercambiador de calor. [°C]

T_{02} = Temperatura de salida del fluido caliente del intercambiador de calor. [°C]

T_{i1} = Temperatura de entrada del jugo de caña al intercambiador de calor. [°C]

T_{i2} = Temperatura de salida del jugo de caña del intercambiador de calor. [°C]

En el proceso de producción de panela granulada, el jugo de caña se somete a tres procesos térmicos que son: precalentamiento, evaporación y concentración. Por tanto, para cada paila de este tipo se obtendrá un valor de coeficiente global promedio de transferencia de calor (h_0) utilizando la ecuación (1.8). En los casos de la evaporación y

² Hace referencia a las altas concentraciones de sacarosa producto de la evaporación del agua presente en el jugo de caña.

concentración, se puede obtener una mayor aproximación de h_0 , debido a que existen estudios y correlaciones acerca de la ebullición y sus tipos.

En la ebullición se podrá determinar el coeficiente de transferencia de calor producto de la convección dada por el movimiento de las burbujas del jugo de caña desde el fondo de la paila hasta la superficie libre del jugo.

1.3. Transferencia de calor en la ebullición

El proceso de ebullición se define como el cambio de fase de líquido a vapor, el cual ocurre cuando la temperatura de la superficie de contacto con el líquido es lo suficientemente superior que la temperatura de saturación del líquido [7]. Es de notar que la ebullición se da en la interfase sólido-líquido y se caracteriza por la rápida formación de burbujas que se forman en la superficie sólida y se separan de la misma cuando alcanzan cierto tamaño presentando la tendencia a elevarse hacia la superficie libre [8], por este movimiento del fluido es que se considera que el mecanismo de transferencia de calor en el jugo de caña es por convección.

Expresando este fenómeno considerando la ley de Newton, se tiene:

$$\dot{q}_{ebullición} = h T_s - T_{sat} = h\Delta T_{exceso} \quad (1.9)$$

Donde:

$\dot{q}_{ebullición}$ = Flujo de calor en la ebullición. [W/m²]

h = Coeficiente de transferencia de calor por convección. [W/m²°C]

T_s = Temperatura de la superficie de contacto. [°C]

T_{sat} = Temperatura de saturación del fluido. [°C]

La ebullición ocurrida en el proceso productivo de panela granulada se conoce como ebullición en estanque, ya que ocurre bajo la condición del fluido quieto o estancado dentro de la paila.

A continuación se detallan los tipos de ebullición en estanque:

1.3.1. Ebullición en estanque

Como se ha dicho anteriormente, en este tipo de ebullición el movimiento que se da en el fluido se debe a corrientes de convección y el movimiento de burbujas por influencia de la flotación.

En 1934, Nukiyama, fue el primero en identificar los diferentes regímenes de ebullición, utilizando una resistencia de alambre de platino puesto horizontalmente y calentada eléctricamente como fuente de calor sumergiéndola en agua saturada a presión atmosférica [9].

El flujo de calor ($Q=V \times I$) desde el alambre horizontal al agua saturada fue determinada midiendo la intensidad eléctrica I (Amperios) y la diferencia de potencial o voltaje V

(Voltios) en el alambre. La temperatura del alambre fue determinada calculando la resistencia eléctrica ($R=V/I$) la cual varía con la temperatura.

La curva de ebullición se graficó en función del exceso de temperatura (ΔT_{exceso}) y se determinaron los diferentes regímenes de ebullición para el agua. La forma de la curva puede considerarse la misma para diferentes fluidos.

A continuación se definen los citados regímenes:

1.3.1.1. Ebullición en convección natural

También llamada ebullición no nucleada. Para el agua saturada pura $\Delta T_{\text{exceso}} \leq 5^\circ\text{C}$. El calor se transporta por el movimiento del líquido causado por la diferencia de densidades resultante de los gradientes de temperatura. La evaporación toma lugar en la parte superior de la interfase líquido-vapor.

Según la **Figura 1**, este régimen de ebullición empieza desde el punto A y termina en el punto B. En este caso, h_L varía con ΔT_{exceso} elevado a la 0.27 ($h_L=f(\Delta T_{\text{exceso}})^{0.27}$) y $h_L < 2000 \text{ W/m}^2\text{C}$ [5].

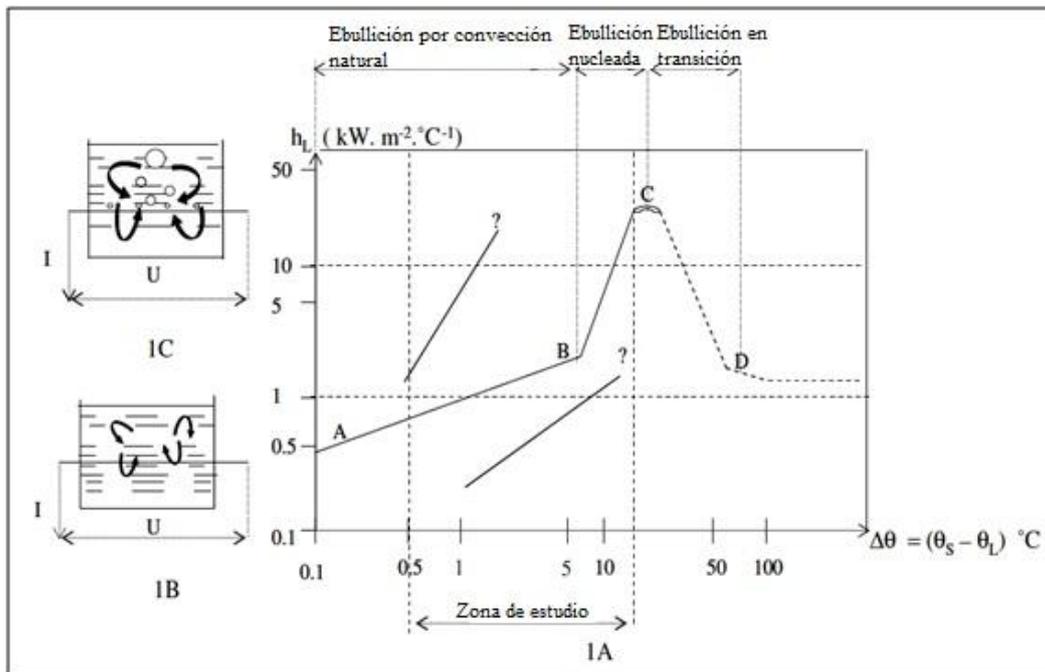


Figura 1. Curva de ebullición de Nukiyama para el agua saturada a presión atmosférica

Fuente: Alib Adib T., Vasseur J. (2008) *“Bibliographic analysis of predicting heat transfer coefficients in boiling for applications in designing liquid food evaporators”* – Journal of Food Engineering 87

Es probable, debido a la baja temperatura de los gases, que en la etapa de precalentamiento se llegue a este tipo de ebullición. Este rango de h_L no es comúnmente usado en el diseño de evaporadores debido a su bajo valor.

1.3.1.2. Ebullición nucleada

El rango de exceso de temperatura para el agua saturada pura, está entre: $5^{\circ}\text{C} \leq \Delta T_{\text{exceso}} \leq 30^{\circ}\text{C}$. Cuando $\Delta T_{\text{exceso}} \leq 10^{\circ}\text{C}$, algunas burbujas logran desprenderse del fondo y se elevan pero son aplastadas por el líquido circundante. Cuando $\Delta T_{\text{exceso}} \geq 10^{\circ}\text{C}$ las burbujas se elevan hasta llegar a la superficie libre del líquido causando una intensa agitación y en consecuencia, una alta tasa de transferencia de calor.

En este rango h_L varía con ΔT_{exceso} elevado a una constante que se denomina N, ($h_L = f(\Delta T_{\text{exceso}})^N$), donde N puede asumir valores entre 3-3.4 para el agua pura [5]. El máximo flujo de calor es obtenido a un valor aproximado de $\Delta T_{\text{exceso}} \approx 30^{\circ}\text{C}$, el cual es comúnmente llamado flujo de calor crítico. A presión atmosférica, el flujo de calor crítico puede llegar a 1 MW/m^2 en el agua saturada.

En las pailas evaporadoras se da este tipo de ebullición y resulta de vital importancia conocer el rango en el cual se encuentra el coeficiente de transferencia de calor por convección (h_L). En esta región, el rango de valores de h_L sí es significativo para ser considerado en el diseño del evaporador.

Para el agua pura saturada el rango de valores de h_L es: $2000 \text{ W/m}^2\text{C} < h_L < 30 \text{ kW/m}^2\text{C}$.

Existe una correlación propuesta por Rohsenow [10] que permite el cálculo de la transferencia de calor en este régimen de ebullición:

$$\dot{q}_{\text{nucleada}} = \mu_l h_{fg} \left[\frac{g (\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right]^{1/2} \left[\frac{c_{pl} (T_s - T_{sat})}{C_{sf} h_{fg} \text{Pr}_l^n} \right]^3 \quad (1.10)$$

Donde:

$\dot{q}_{\text{nucleada}}$ = Flujo de calor en la ebullición nucleada. [W/m^2]

μ_l = Viscosidad del líquido. [kg/m.s]

h_{fg} = Entalpía de vaporización. [J/kg]

g = Aceleración de la gravedad. [m/s^2]

ρ_l = Densidad del líquido. [kg/m^3]

ρ_v = Densidad de vapor. [kg/m^3]

σ = Tensión superficial de la interfase líquido-vapor. [N/m]

c_{pl} = Calor específico del líquido. [$\text{J/kg.}^{\circ}\text{C}$]

T_s = Temperatura superficial de la paila. [$^{\circ}\text{C}$]

T_{sat} = Temperatura de saturación del fluido. [$^{\circ}\text{C}$]

C_{sf} = Constante experimental que depende de la combinación superficie-fluido.

Pr_l = Número de Prandtl del líquido.

n = Constante experimental que depende del fluido

Y el flujo crítico de calor viene determinado por la siguiente relación [2]:

$$\dot{q}_{m\acute{a}x} = C_{cr} h_{fg} \left[\sigma g \rho_v^2 (\rho_l - \rho_v) \right]^{1/4} \quad (1.11)$$

Donde:

$\dot{q}_{m\acute{a}x}$ = Flujo de calor máximo en la ebullición. [W/m²]

C_{cr} = Constante que depende de la configuración geométrica de la paila.

h_{fg} = Entalpía de vaporización del líquido. [J/kg]

σ = Tensión superficial. [N/m]

g = Aceleración de la gravedad. [m/s²]

ρ_v = Densidad de vapor. [kg/m³]

ρ_l = Densidad del líquido. [kg/m³]

Como se ha dicho líneas arriba, es importante conocer el rango de valores de coeficientes de transferencia de calor por convección en la ebullición nucleada porque son los más elevados y, en consecuencia, se tendría que pensar en un modelo que facilite este tipo de ebullición, pero, además el valor del flujo máximo de calor se debe conocer para evitar el fenómeno de extinción³.

1.3.1.3. Ebullición en transición

Superada la ΔT_{exceso} que da el flujo de calor crítico, éste disminuye, contrario a lo que podríamos pensar a priori. Esto sucede porque en la parte inferior de la paila o intercambiador de calor se cubre con una película de vapor que actúa como aislante. Toma el nombre de ebullición en transición porque se tiene en forma parcial la ebullición nucleada y ebullición en película [2].

En esta región (C-D) el coeficiente de transferencia de calor decrece [11], por tanto, como el caso de la ebullición no nucleada, estos valores no son críticos para un óptimo diseño del evaporador.

³ El fenómeno de extinción es el producido al intentar sobrepasar el flujo máximo de calor sobre el fluido cuando dicho fluido no está en capacidad de recibir más calor, aumentando con ello la temperatura de la superficie metálica que podría alcanzar su punto de fusión.

1.3.1.4. **Ebullición en película**

La película de vapor descrita en el punto anterior cubre por completo y de manera estable la superficie de calentamiento disminuyendo la razón de transferencia de calor hasta alcanzar el flujo de calor mínimo, llamado **punto de Leidenfrost** [2], ubicado en las cercanías del punto D (**Figura 1**).

Los fenómenos de ebullición en transición y en película pueden darse en las pailas evaporadoras cercanas a la cámara de combustión. De cualquier manera, si se tiene que el mayor coeficiente de transferencia de calor se da en la ebullición nucleada, este es el valor que debe regir en el diseño de las pailas evaporadoras para un mayor aprovechamiento de la energía térmica.

Capítulo 2

Metodología para el análisis experimental

Tomando en consideración la correlación de Rohsenow y la curva de ebullición del agua obtenida del experimento de Nukiyama, se puede encontrar los rangos de los coeficientes de transferencia de calor (h_L) requeridos en la ebullición del jugo de caña de azúcar.

1.1. Módulo experimental

Los equipos y materiales que forman parte del módulo experimental se muestran en la **Tabla 2**.

Tabla 1. Lista de equipos y materiales del módulo experimental

Equipo o material	Cantidad
Jugo de caña	3 kg
Sensores de temperatura tipo PT-100	04
Olla de acero inoxidable	01
Balanza digital de alta precisión	01
Cocina eléctrica de 2000 W	01
Sistema de adquisición de datos	01
Variac o fuente de corriente alterna	01
Vatímetro	01
Refractómetro analógico de 0-90°Bx	01

Fuente: Elaboración propia.

La cocina eléctrica será la fuente de calor que transferirá energía térmica al jugo de caña, se regulará la potencia eléctrica media suministrada por el variac, de manera que se mantenga constante, para poder distinguir los distintos regímenes de ebullición y los respectivos rangos de los h_L . Dicha cocina es de una sola hornilla, de 2000 W potencia eléctrica nominal, cuya entrada de voltaje es de 220 V - 240 V a 50 Hz-60 Hz de frecuencia.

Los cuatros sensores de temperatura se colocaron para medir: la temperatura del fondo de la olla (T_1), la temperatura en la parte inferior del jugo (T_2) la temperatura en la mitad del jugo de caña de azúcar (T_3) y la temperatura en la parte superior del jugo en la olla (T_4); este último sensor, aproximadamente, se encuentra sumergido a unos 10 mm de la superficie libre del jugo de caña de azúcar contenido en la olla.

La balanza digital mide el peso del jugo de caña de azúcar en la olla durante la prueba, con esto se puede saber la cantidad de masa evaporada. La capacidad máxima de la balanza es de 30 kg y su resolución es de 1 g (3 dígitos).

El refractómetro analógico mide los grados Brix ($^{\circ}\text{Bx}$) de una muestra del jugo de caña de azúcar previamente enfriada hasta alcanzar la temperatura ambiente.

En cada prueba experimental, antes de que se produzca el fenómeno de ebullición, se mide la concentración de sacarosa del jugo tratado y ese valor será nuestro punto de partida para conocer el incremento de los grados Brix a lo largo de cada entrada de potencia térmica (ver Tablas del Anexo C).

Los valores de temperaturas son almacenados en determinados intervalos de tiempo en el sistema de adquisición de datos que, en definitiva, es un PLC¹.

La olla con el jugo de caña de azúcar se someterá a 4 entradas constantes de calor. Para cada entrada de calor, una vez detectado el fenómeno de ebullición, se tomarán datos de temperatura, masa del jugo de caña, masa de agua evaporada y grados brix, en intervalos de tiempo cuya duración es de 5 minutos.

La posición de cada sensor PT-100 se muestra en la siguiente figura:



Figura 1. Fotografía del arreglo de sensores PT-100 en pruebas con agua

¹ PLC: Programmable Logic Controller (Controlador Lógico Programable)

Fuente: Elaboración propia

Cabe señalar que el espesor del fondo de la olla que contiene el jugo de caña de azúcar y está sobre la hornilla eléctrica es de 0.5 cm.

A continuación se muestra un esquema del módulo experimental:

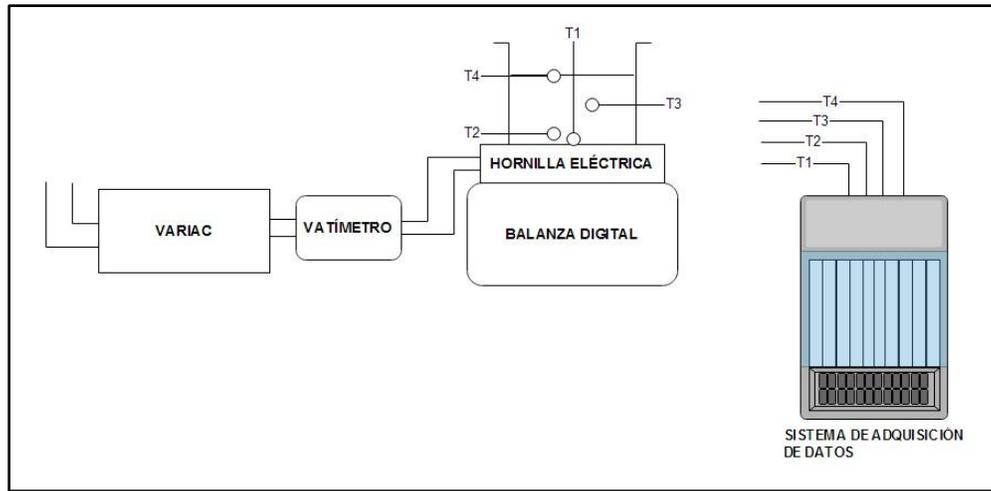


Figura 2 Esquema del módulo experimental

Fuente: Elaboración propia

1.2. Procedimiento matemático

La correlación de Rohsenow es de gran ayuda para cuantificar el flujo de calor en la ebullición nucleada, aunque implica utilizar constantes que se desconocen para líquidos distintos del agua. Para conocer dichas constantes, se puede seguir el siguiente procedimiento [12]:

$$\dot{q}_{nucleada} = \mu_l h_{fg} \left[\frac{g \rho_l - \rho_v}{\sigma} \right]^{1/2} \left[\frac{c_{pl} T_s - T_{sat}}{C_{sf} h_{fg} Pr_l^n} \right]^3 \quad (2.1)$$

Ordenando esta ecuación de la siguiente manera:

$$C_{sf} Pr_l^n = \left(\frac{\mu_l h_{fg}}{\dot{q}_{nucleada}} \right)^{1/3} \left[\frac{g \rho_l - \rho_v}{\sigma} \right]^{1/6} \left[\frac{c_{pl} T_s - T_{sat}}{h_{fg}} \right] \quad (2.2)$$

La tasa de masa evaporada (\dot{m}_{ev}) es:

$$\dot{m}_{ev} = \frac{\dot{Q}_{ebullición}}{h_{fg}} = \frac{A\dot{q}_{nucleada}}{h_{fg}} \quad (2.3)$$

Despejando $\dot{q}_{nucleada}$ de la ecuación (2.3) y reemplazándola en la ecuación (2.2), se tiene que:

$$C_{sf} Pr_l^n = \left(\frac{\mu_l A}{\dot{m}_{ev}} \right)^{1/3} \left[\frac{g \rho_l - \rho_v}{\sigma} \right]^{1/6} \left[\frac{c_{pl} T_s - T_{sat}}{h_{fg}} \right] \quad (2.4)$$

Haciendo la siguiente igualdad:

$$R = \left(\frac{\mu_l A}{\dot{m}_{ev}} \right)^{1/3} \left[\frac{g \rho_l - \rho_v}{\sigma} \right]^{1/6} \left[\frac{c_{pl} T_s - T_{sat}}{h_{fg}} \right]$$

Por lo tanto:

$$R = C_{sf} Pr_l^n$$

Aplicando la teoría de logaritmos a la relación anterior:

$$\ln R = n \ln Pr_l + \ln C_{sf} \quad (2.5)$$

Además, la expresión para el número de Prandtl:

$$Pr_l = \frac{\mu_l c_{pl}}{K_l} \quad (2.6)$$

Donde:

K_l = Conductividad térmica del jugo de caña. [W/m°C]

Esta ecuación tiene la forma de una recta. Considerando que se mide el progreso de la ebullición en la olla con jugo de caña, teniendo una gran cantidad de datos, se aplica el método de regresión lineal para obtener los valores de las constantes n y C_{sf} . Haciendo un paralelo con la ecuación de la recta:

$$y = mx + c$$

Entonces:

$$n = m$$

$$C_{sf} = e^c$$

Con estas constantes ya encontradas se halla el coeficiente promedio de transferencia de calor presente en el proceso de ebullición nucleada de la siguiente manera:

$$h = \frac{\dot{q}_{nucleada}}{T_s - T_{sat}} \quad (2.7)$$

Es importante recordar que en la correlación de Rohsenow se necesitan alguna de las propiedades termofísicas del líquido. La tensión superficial se considera la misma que la del agua a las condiciones de temperatura presentadas ($\sigma = 0.0589$), la densidad del vapor de agua se asumen constante (0.6 kg/m^3) [2]. En el Anexo A se detallan las relaciones que permiten obtener las demás propiedades del jugo de caña necesarias [13], [14], [15] y [16].

Capítulo 3

Resultados

Al someter el jugo de caña de azúcar contenido en la olla de acero inoxidable al flujo de calor suministrado por la hornilla eléctrica a potencia media constante se pudo observar el comportamiento del jugo a lo largo del calentamiento. Las entradas de calor o potencia a la cual fue sometido el jugo de caña son: 700 W, 900 W, 1100 W, 1300 W.

1.1. Prueba experimental a 700 W

A continuación, en la **Tabla 3** se muestra los resultados de la primera prueba:

Tabla 1. Datos obtenidos de la ebullición del jugo de caña de azúcar a 700 W.

ENTRADA DE POTENCIA 700 W

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	99.17	96.50	92.89	92.78	3000	0
5	99.50	98.11	92.32	92.11	2950	50
5	100.11	99.44	92.86	92.88	2890	60
5	100.83	99.94	95.31	94.14	2810	80
5	100.17	99.56	95.50	94.36	2735	75
5	100.33	99.44	95.67	95.45	2660	75
5	100.61	99.56	95.72	95.99	2590	70
5	101.06	99.39	96.30	96.10	2515	75
5	100.00	99.28	97.13	96.26	2455	60
5	100.61	99.61	97.44	96.71	2380	75
5	100.56	99.61	97.54	96.64	2300	80
5	100.89	99.67	97.60	97.68	2230	70
5	101.28	99.78	97.45	97.66	2170	60
5	102.00	99.83	95.38	97.92	2090	80

Fuente: Elaboración propia.

En esta tabla sólo se muestran los valores de temperatura cercanos a la temperatura de saturación del jugo de caña. Con estos valores se pueden identificar las diferencias entre evaporación y ebullición. La prueba tuvo una duración de 100 minutos, se logró apreciar que a partir de los 33 minutos empezaron a aparecer las primeras burbujas en el

fondo de la olla, estas burbujas son pequeñas, algunas no logran desprenderse del fondo y las que sí lo hacen, desaparecen en el camino ascendente. Un tiempo más tarde, aparecen más burbujas, por tanto se deduce que aumentan los sitios activos de nucleación y hay formación de ‘columnas de ebullición’, pero siguen sin llegar hasta la superficie.

En el calentamiento del jugo de caña se forma una espuma en la superficie del jugo que es necesaria retirar para observar el movimiento del jugo de caña y las burbujas.

En promedio, la cantidad de masa de agua evaporada es 70 g por cada intervalo de tiempo y la concentración de este jugo llegó a los 26 °Bx.

1.2. Prueba experimental a 900 W

A continuación, en la **Tabla 4** se muestran los resultados de la segunda prueba:

Tabla 2. Datos obtenidos de la ebullición del jugo de caña a 900 W
ENTRADA DE POTENCIA 900 W

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	91.17	88.94	85.39	84.56	3118	0
5	97.61	97.78	94.50	96.44	3100	18
5	99.72	99.44	96.39	98.11	3032	68
5	99.78	99.78	96.22	96.89	2950	82
5	99.83	99.89	95.70	96.67	2871	79
5	99.72	100.11	96.34	96.26	2787	84
5	99.72	99.78	96.52	96.01	2698	89
5	99.78	100.00	96.72	96.7	2593	105
5	99.67	99.78	97.63	96.88	2501	92
5	100.11	100.17	97.40	96.99	2409	92
5	99.78	100.00	97.78	97.10	2325	84
5	99.67	99.78	98.10	97.48	2232	93
5	99.89	99.56	98.46	97.62	2146	86
5	100.11	99.41	98.61	97.68	2055	91
5	100.28	99.31	98.74	97.94	1973	82
5	100.06	99.73	99.00	98.00	1882	91
5	100.06	100.13	98.77	98.12	1784	98
5	101.06	100.48	99.25	98.24	1649	135
5	101.06	100.30	99.48	98.47	1629	20
5	101.11	100.95	99.50	99.13	1540	89
5	101.56	101.18	99.82	99.51	1450	90
5	102.10	101.25	100.02	99.78	1357	93

Fuente: Elaboración propia.

En esta tabla se muestran los valores registrados durante el calentamiento del jugo de caña antes de llegar a su temperatura de saturación, puede notarse la rapidez con que la temperatura incrementa en los dos primeros intervalos de tiempo para los cuatro puntos de medición. Esto se hace extensivo para los intervalos anteriores que no figuran en la

tabla. La prueba tuvo una duración de 130 minutos, la ebullición empieza a los 23 minutos. En este caso sí llegan a verse burbujas en la superficie libre del jugo.

El promedio de la masa de agua evaporada es de 84 g por cada intervalo de tiempo y la concentración de este jugo llegó a los 37.5 °Bx.

1.3. Prueba experimental a 1100 W

A continuación, en la **Tabla 5** se muestra los resultados de la tercera prueba:

Tabla 3. Datos obtenidos de la ebullición del jugo de caña a 1100 W
ENTRADA DE POTENCIA 1100 W

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	95.00	94.56	88.67	86.72	3000	0
5	100.28	99.94	92.73	97.56	2984	16
5	100.17	100.28	95.23	96.33	2900	84
5	100.06	100.11	97.50	96.32	2810	90
5	100.20	100.06	97.95	97.31	2727	83
5	100.44	100.06	97.58	97.45	2629	98
5	100.61	100.39	98.20	97.52	2510	119
5	100.72	100.11	98.45	98.28	2364	146
5	101.00	100.47	98.73	98.62	2249	115
5	101.06	100.84	99.03	99.41	2162	127
5	101.28	100.88	99.73	98.96	2075	87
5	102.41	101.05	100.00	99.40	1977	98
5	102.65	101.20	100.31	100.05	1883	94
5	102.86	101.37	100.15	100.21	1795	98
5	103.12	101.61	100.77	100.76	1696	99
5	103.59	101.87	101.28	100.49	1605	101
5	104.16	102.53	101.64	100.96	1520	95
5	104.61	102.95	101.96	101.49	1432	108

Fuente: Elaboración propia.

Si en la prueba experimental a 900 W se puede apreciar que la temperatura aumenta con una rapidez considerable, en esta prueba hay un salto de temperatura hacia la temperatura de saturación de aproximadamente 6 °C. Esta prueba tuvo una duración de 105 minutos y la ebullición tiene lugar 18 minutos después de haber iniciado el calentamiento. Las burbujas que llegan a la superficie tienen un tamaño más grande que los que se pudieron visualizar en la prueba anterior apareciendo con mayor frecuencia y en los mismos sitios que en el caso anterior.

En las columnas de T₂ y T₃ (puntos de medición en el jugo de caña) se registran valores de temperatura mayores que la temperatura de saturación del jugo de caña.

El promedio de agua evaporada es de 97.5 g por cada intervalo de tiempo y la concentración de este jugo tratado llegó a 33.5 °Bx.

1.4. Prueba experimental a 1300 W

A continuación, en la **Tabla 6** se muestran los resultados de la cuarta prueba:

Tabla 4. Datos obtenidos de la ebullición del jugo de caña a 1300 W
ENTRADA DE POTENCIA: 1300 W

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	93.44	92.06	83.39	84.11	3002	0
5	100.56	99.89	96.63	95.50	2962	40
5	100.89	100.00	97.67	96.17	2922	42
5	100.84	100.00	97.98	97.41	2880	93
5	101.64	101.38	99.15	98.89	2787	130
5	101.95	101.73	99.85	99.45	2657	119
5	102.18	101.76	100.38	99.51	2538	105
5	102.65	102.33	101.38	100.16	2433	102
5	102.88	102.46	102.52	100.32	2331	116
5	103.21	102.64	102.77	100.67	2215	89
5	103.26	103.08	102.96	101.01	2126	95
5	103.43	103.32	103.21	101.05	2031	116.3
5	105.52	104.02	103.81	102.25	1915	113.5
5	105.92	104.15	103.65	102.43	1802	110
5	106.47	104.61	104.18	103.16	1692	126
5	107.40	105.00	104.29	102.71	1566	103.4

Fuente: Elaboración propia.

En esta prueba, el salto de temperatura que se puede observar hacia la temperatura de saturación es mayor al caso anterior (tercera prueba) y asciende a 7 °C. Esta prueba tuvo una duración de 95 minutos, la ebullición tuvo lugar 14 minutos después de haber iniciado el calentamiento. El tamaño de las burbujas fue prácticamente el mismo que en el caso anterior aunque con mayor frecuencia.

En las columnas de T₂ y T₃ (puntos de medición en el jugo de caña) se registran valores de temperatura mayores que la temperatura de saturación del jugo de caña.

El promedio de agua evaporada es de 100 g por cada intervalo de tiempo y la concentración de este jugo tratado llegó a 33 °Bx.

1.5. Coeficientes de transferencia de calor y constantes de Rohsenow

A partir de los datos registrados en las tablas anteriores, y aplicando las ecuaciones que figuran en la metodología presentada en el Capítulo 2, se calculan los coeficientes convectivos de transferencia de calor relacionados al fenómeno de ebullición y las constantes de Rohsenow en el caso particular del calentamiento del jugo de caña de azúcar contenido en una olla de acero inoxidable.

Siguiendo la metodología del Capítulo 2, se calculan los valores que se muestran en la **Tabla 7**:

Tabla 5. Constantes de Rohsenow y coeficientes de transferencia de calor

Entrada de calor (W)	C_{sf}	n	h ($W/m^2\text{°C}$)
700	0.0090	-0.0475	4107
900	0.0039	-0.0300	10548.2
1100	0.0028	-0.0200	11241.9
1300	0.0027	-0.0100	12797.6

Fuente: Elaboración propia.

A su vez en la **Figura 4** se muestra el crecimiento del coeficiente de transferencia de calor por convección del jugo de caña de azúcar en función de la entrada de calor. Aunque no llegan a valores tan altos como se muestra en la curva de Nukiyama para el agua, su influencia en un proceso de producción de panela granula es importante.

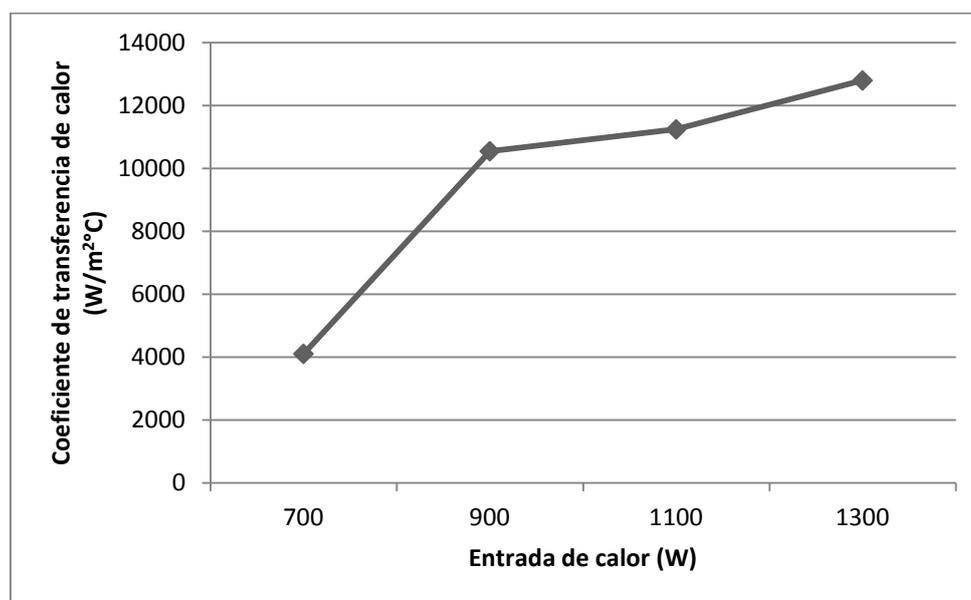


Figura 1. Coeficientes de transferencia de calor en función de la potencia suministrada por la hornilla eléctrica

Fuente: Elaboración propia

El valor del coeficiente de transferencia de calor aumenta drásticamente cuando se le suministra potencias iguales o mayores a 900 W, llegando a ser más del triple respecto al valor presentado a 700 W.

Las constantes de Rohsenow (n y C_{sf}) que se muestran en la **Tabla 7** se encuentran dentro de los valores presentados en la bibliografía para distintos líquidos y configuraciones superficie de calentamiento-fluido, en las **Tabla 8** y **9** se muestran algunas de las constantes de Rohsenow.

Tabla 6. Algunos valores de la constante C_{sf}

Combinación superficie de calentamiento - fluido	C_{sf}
Agua - Latón	0.0090
Agua - Acero inoxidable (rectificado y pulido)	0.0060
Etanol - Aluminio	0.0080
Etanol - Cromo	0.0045
Alcohol etílico - Cromo	0.0027

Elaboración propia

Fuente: [2, 18]

Tabla 7. Algunos valores de la constante n

Líquido	n
Leche	-1.240
Jugo de caña de azúcar	-0.162
Nata de leche	-0.114

Elaboración propia

Fuente: [7, 12, 17]

Estos valores presentados en la literatura nos permiten establecer una comparación con los obtenidos empleando la metodología sugerida en este trabajo, dada la similitud de unos valores con otros se concluye que la metodología empleada es aceptable y, a su vez, los coeficientes de transferencia de calor resultantes son válidos.

Conclusiones

Según los datos de temperatura T_2 , T_3 y T_4 , se puede afirmar que la ebullición que tiene lugar en las dos primeras pruebas experimentales es del tipo subenfriada, dado que la temperatura del jugo está por debajo de la temperatura de saturación del jugo. Para las dos siguientes pruebas, los datos de temperatura del jugo de caña se encuentran muy cercanos a la temperatura de saturación y en varios casos la superan.

En las primeras pruebas (700 W y 900 W) se aprecia poca cantidad de burbujas en la superficie libre del líquido dado que las burbujas al formarse en el fondo de la olla y al desprenderse tendiendo a elevarse, liberan calor hacia su entorno que se encuentra a una temperatura más baja ocasionando que estas se condensen y se aplasten o desaparezcan, aunque es así como las burbujas elevan la temperatura del jugo.

En las últimas pruebas (1100 W y 1300 W) la gran cantidad de burbujas en la superficie libre del líquido se debe a la rápida formación de burbujas en el fondo de la olla y su intercambio de energía con los alrededores alcanzando de manera más rápida la temperatura de saturación del jugo de caña que en los casos anteriores. A su vez, cuando el líquido alcanza su temperatura de saturación es posible que las burbujas se eleven completamente.

Se deduce de manera fácil que el valor del coeficiente de transferencia de calor aumenta a medida que aumenta el suministro de calor al jugo de caña de azúcar.

Al incrementar el suministro de calor, la temperatura en exceso ($T_s - T_{sat}$) también crece y eso ocasiona que aumente la rapidez de formación de burbujas de vapor en el fondo de la olla y por ende, este factor también influye en el mencionado coeficiente de transferencia de calor.

Si se desea que haya una buena transferencia de calor en la ebullición, se debe ser muy cuidadoso de no caer en los regímenes de ebullición en transición y en película porque no todo aumento en la temperatura en exceso produce una mayor tasa de transferencia de calor.

Mientras mayores sean los sitios activos de nucleación de las burbujas de vapor, el calor nucleado ($q_{nucleado}$) aumenta y hace lo propio el coeficiente de transferencia de calor ligado a este fenómeno.

Mediante las observaciones experimentales realizadas, mientras se calentaba el jugo de caña de azúcar, se pudo apreciar que el tamaño de las burbujas depende del sobrecalentamiento del líquido y de la superficie de intercambio de calor; las burbujas serán más grandes si la temperatura del líquido es alta y cercana al valor de la temperatura de la superficie (T_s).

El movimiento vertical de las burbujas de vapor es la fuerza impulsora de la transferencia de calor por ebullición nucleada. A mayor frecuencia de formación y tamaño de las burbujas el flujo de calor incrementa.

Bibliografía

- [1] Fedepanela (2000) *Manual de caña de azúcar para la producción de panela* – Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria (CORPOICA) – Bogotá.
- [2] Çengel Y. A., (2007) *Transferencia de calor y masa* (3ª ed.) McGraw-Hill.
- [3] Incropera F. P., DeWitt D. (1999) *Fundamentos de transferencia de calor y masa* (4ª ed.) Pearson.
- [4] Miranda V., Simpson R., (2005) Modelling and simulation of an industrial multiple effect evaporator: tomato concentrate, *Journal of Food Engineering* 66, pp. 203-210.
- [5] Ali Adib T., Vasseur J. (2008) Bibliographic analysis of predicting heat transfer coefficients in boiling for applications in designing liquid food evaporators, *Journal of Food Engineering*, 87, pp. 149-161.
- [6] Hernandez, R. (2004) Determinación dinámica de los coeficientes globales de transferencia de calor para las pailas aleteada, redonda, plana, pirotubular y caldera enterrada (semicilíndrica) usadas en la industria panelera – Universidad Industrial de Santander – Colombia.
- [7] Kumar M., Kasana K. S., Kumar S., Prakash O. (2011) Experimental evaluation of constants for the Rohsenow pool boiling correlation for Khoa, *Journal of Physical Sciences, Engineering and Technology*, 2, pp. 21-25.
- [8] Holman J. P. (1998) *Transferencia de calor* (8ª ed.) McGraw-Hill.
- [9] Berenson PJ. (1962) Experiments on pool boiling heat transfer – *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 5, pp. 985-999.
- [10] Rohsenow W. M. (1952) “A method of correlating heat transfer with nucleate boiling” – *Trans. ASME*, 74, pp. 969-976.
- [11] Loncin M., (1991) *Génie industriel alimentaire* (3ª ed.) Masson.
- [12] Tiwari G.N., Prakash O., Kumar S. (2004) Evaluation of convective heat and mass transfer for pool boiling of sugarcane, *Energy Conversion and Management*, 45, pp. 171-179.
- [13] Tiwari G.N., Kumar S., Prakash O. (2003) Study of heat and mass transfer from sugarcane juice for evaporation, *Desalination*, 159, pp. 81-96.
- [14] Hugot E. (1986). *Handbook of cane sugar engineering* (3ª ed.) Elsevier.
- [15] Rao M.A., Vitali A.A. (1999) Fruit juice concentration and preservation in *Handbook of Food Preservation*, MS. Rahman, pp. 217-258.

- [16] Mendieta O. A., Hernández H. E. (2013) Análisis experimental de la evaporación del jugo de caña de azúcar en película sobre una película plana, *Revista Corpoica Ciencia y Tecnología Agropecuaria*, 14, pp. 113-127.
- [17] Kumar M., O. Prakash, Kasana K.S. (2011) An experimental study on the pool boiling heat transfer coefficient of milk, *Mechanical Engineering*, 9, pp. 61-70.
- [18] Piroo I. L. (1999) Experimental evaluation of constants for the Rohsenow pool boiling correlation, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 42, pp. 2003-2013.

Artículo científico

Estudio teórico y validación experimental del fenómeno de ebullición en estanque del jugo de caña de azúcar

Palabras clave: Coeficiente de transferencia de calor, Correlación de Rohsenow, Ebullición, Ebullición en estanque, Jugo de caña de azúcar, Panela.

Resumen. En el Perú, el proceso térmico de elaboración de panela en hornillas tradicionales presenta una baja eficiencia energética. Esto se debe, entre otros factores, al desconocimiento del valor del coeficiente de transferencia de calor por convección natural vinculado al movimiento del jugo de caña generado por el calentamiento del mismo, lo que conduce a un diseño no optimizado de los intercambiadores abiertos utilizados en ese proceso. Con el objetivo de conocer y ampliar el conocimiento sobre el fenómeno de ebullición y su influencia en la transferencia de calor se realizan pruebas experimentales. Para llevar a cabo este análisis experimental se suministra calor a una olla que contiene jugo de caña de azúcar por medio de una hornilla eléctrica a potencia eléctrica media constante para estudiar la evaporación del líquido, identificar visualmente los regímenes de ebullición y estimar los coeficientes de transferencia de calor por convección natural ligados a la ebullición, midiendo: (i) la temperatura en la superficie del fondo de la olla (ii) la temperatura en el nivel inferior del jugo de caña de azúcar (iii) la temperatura en la mitad del jugo de caña de azúcar (iv) la temperatura en la superficie libre del jugo de caña de azúcar y (v) la cantidad de agua evaporada. El método de regresión lineal y la correlación de Rohsenow resultaron herramientas útiles para obtener los valores de los coeficientes de transferencia de calor entre $4107 \text{ W/m}^2\text{°C}$ y $12797.6 \text{ W/m}^2\text{°C}$ con entradas de potencia desde 700 W a 1300 W.

Introducción

La ebullición es el proceso de cambio de fase de líquido a vapor, el cual ocurre cuando la temperatura de la superficie de contacto con el líquido es suficientemente mayor que su temperatura de saturación [1]. Este proceso se caracteriza por la rápida formación de burbujas de vapor en la interfase sólido-líquido que se separan de la superficie cuando alcanzan cierto tamaño y presentan la tendencia a elevarse hasta la parte superior del líquido [2].

En este caso estudio, según la clasificación sugerida en la literatura, se analiza la ebullición en estanque, debido a que el líquido calentado se encuentra en reposo dentro

de un recipiente [3]. Los análisis de los primeros trabajos para estudiar la ebullición de diferentes líquidos mostraron que los principales parámetros que afectan al coeficiente de transferencia de calor bajo ebullición en estanque son: el flujo de calor, la presión de saturación, propiedades termofísicas del fluido de trabajo y algunas características del material de la superficie de contacto (propiedades termofísicas, dimensiones, acabado superficial, microestructura, etc) [4].

Además de conocer el proceso de ebullición del jugo de caña y su dinámica, también se analiza la transferencia de calor asociada a este proceso, principalmente, para estimar los coeficientes de transferencia de calor correspondientes a cada caso.

En términos generales, el proceso productivo de panela granulada empieza con la molienda que consiste en hacer pasar la caña de azúcar por un molino horizontal de tres mazas para extraer el jugo; luego, el jugo pasa a un tren de pailas ubicado sobre el ducto de humos, el bagazo resultante de la molienda se emplea para ser quemado en una cámara de combustión. Los gases calientes, producto de la combustión, fluyen por el ducto de humos llevando a cabo el intercambio de energía hacia los jugos y así lograr la evaporación del agua presente en el jugo hasta alcanzar el punto de panela [5].

Teniendo en cuenta los rasgos generales del proceso productivo se puede introducir la ecuación de la transferencia de calor, la cual se expresa con base en la ley de Newton del enfriamiento [6]:

$$\dot{q} = h_o T_g - T_l \quad (1)$$

Donde \dot{q} (W/m^2) es el flujo de calor cedido por los gases de combustión al jugo de caña, h_o ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$) es el coeficiente global de transferencia de calor, T_g ($^{\circ}\text{C}$) es la temperatura de los gases calientes producto de la combustión del bagazo, T_l es la temperatura del líquido a tratar.

Para encontrar el valor de h_o se puede hacer considerando la suma del circuito de resistencias térmicas que actúan en el proceso. Dichas resistencias se encuentran en serie y son: la resistencia a la transferencia de calor presentada por el flujo de los gases de combustión ($1/h_c$), la resistencia ofrecida por el espesor de pared de la paila relacionada con su conductividad térmica (e/k), un factor que representa la capa de ensuciamiento (R_f) y la resistencia que ofrece al intercambio de calor el líquido a evaporar ($1/h_l$). Con esto se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor de la siguiente manera [7]:

$$\frac{1}{h_o} = \frac{1}{h_c} + \frac{e}{k} + R_f + \frac{1}{h_l} \quad (2)$$

En la ec. (2) el término ($1/h_l$) es relevante y los otros tres se pueden considerar despreciables [8]. Entonces, la ec. (2) queda simplificada a:

$$h_o = h_l \quad (3)$$

Por lo que la ec. (1) se expresa como:

$$\dot{q} = h_l T_s - T_l \quad (4)$$

Donde T_s ($^{\circ}\text{C}$) es la temperatura de la superficie de contacto con el líquido por la conductividad térmica (k) de la paila.

El experimento de Nukiyama

Para predecir el valor del coeficiente de transferencia de calor del líquido en este cambio de fase, se necesita conocer el proceso de ebullición.

En 1934, Nukiyama fue el primero en identificar los diferentes regímenes de ebullición del agua [9], utilizando una resistencia de alambre de platino puesto horizontalmente como fuente de calor sumergida en agua saturada a presión atmosférica. El flujo de calor \dot{Q} (W) desde el alambre horizontal hacia el agua saturada fue determinado midiendo la intensidad eléctrica I (Amperios) en el alambre y la diferencia de potencial o voltaje V (Voltios). La temperatura del alambre fue determinada calculando la resistencia eléctrica la cual varía con la temperatura [10].

Los regímenes de ebullición identificados en este experimento fueron definidos en función del valor salto de temperatura ($\Delta\theta$), como se muestra en la Figura 1:

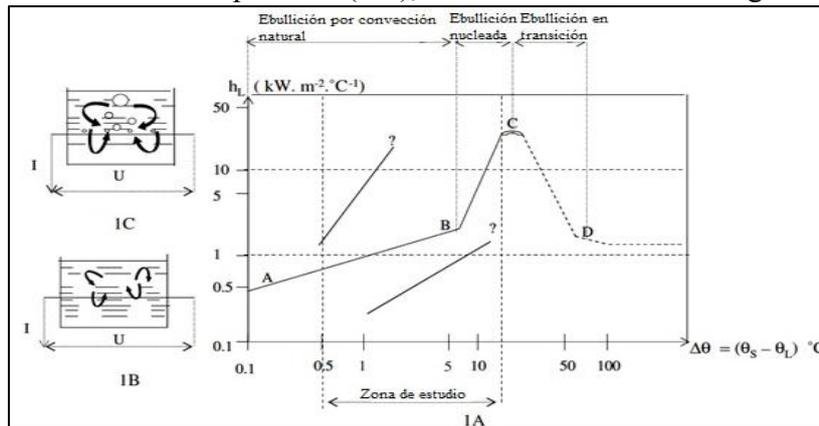


Figura 1 Regímenes de ebullición del agua pura saturada a presión atmosférica [7]

Puede apreciarse que el coeficiente de transferencia de calor para el agua pura saturada en la ebullición nucleada va incrementando desde el punto B hasta el punto C según la figura 1, llegando a un valor máximo que coincide con el flujo de calor crítico o máximo de calor que para el caso del agua pura sobrepasa el valor de 1 MW/m^2 [11].

La ebullición nucleada es el régimen más deseable debido a que se logran altas razones de transferencia de calor. Cabe señalar que, aun cuando la curva de ebullición dada en la figura anterior es para el agua, su forma general es la misma para diferentes fluidos [6].

Procedimiento

El experimento consiste en colocar 3 kg de jugo de caña de azúcar en una olla cilíndrica de acero inoxidable de 0.5 cm de espesor, 22 cm de diámetro y una altura de 25 cm y someterlo a entradas constantes de calor. El calor suministrado al jugo de caña de azúcar será proporcionado por una hornilla eléctrica de potencia nominal igual a 2000W. Se utiliza un variac para asegurar que la potencia que brinda la hornilla eléctrica al sistema sea constante, la cual se mide por un vatímetro.

Se utilizaron 4 sensores PT-100 que se colocaron (ver figura 2) para medir: la temperatura del fondo de la olla (T_1), la temperatura en la parte inferior del jugo (T_2), la temperatura en la mitad del jugo de caña de azúcar (T_3) y la temperatura en la parte superior del jugo de caña de azúcar (T_4), este último sensor se colocó sumergido a 10 mm de la superficie libre del jugo de caña en la olla. Estos sensores de temperatura se conectaron a un sistema de adquisición de datos que almacenaba los valores de temperaturas presentes en el sistema en intervalos de 5 minutos.

Además, para medir la pérdida de masa producida por la evaporación de agua presente en el jugo de caña se utilizó una balanza digital de alta precisión.

En la figura 3 se muestra una fotografía del sistema. El calentamiento se lleva a cabo a presión atmosférica, dato importante para el cálculo de las propiedades termofísicas del jugo de caña de azúcar.

Se tomaron datos de temperaturas y masa de agua evaporada correspondientes a las 4 entradas constantes de calor: 700 W, 900 W, 1100 W y 1300 W.

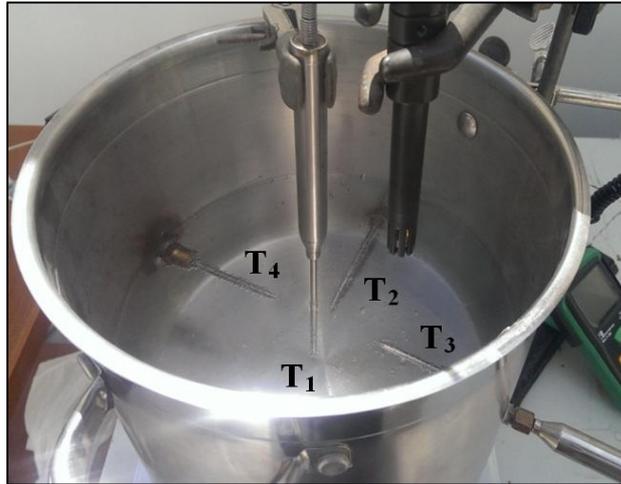


Figura 2 Arreglo de sensores PT-100.



Figura 3 Fotografía del sistema.

Por cada intervalo de 5 minutos se mide la concentración de sacarosa del jugo en grados Brix ($^{\circ}\text{Bx}$), además, se tomaron los datos de la masa de jugo de caña en la olla, y a su vez, utilizando estas lecturas se pudo conocer la cantidad de masa de agua evaporada durante cada intervalo. A continuación se muestran las tablas con los datos obtenidos.

Tabla 1 Datos obtenidos de la ebullición del jugo de caña de azúcar a 700 W.

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	99.17	96.50	92.89	92.78	3000	0
5	99.50	98.11	92.32	92.11	2950	50
5	100.11	99.44	92.86	92.88	2890	60
5	100.83	99.94	95.31	94.14	2810	80
5	100.17	99.56	95.50	94.36	2735	75
5	100.33	99.44	95.67	95.45	2660	75
5	100.61	99.56	95.72	95.99	2590	70
5	101.06	99.39	96.30	96.10	2515	75
5	100.00	99.28	97.13	96.26	2455	60
5	100.61	99.61	97.44	96.71	2380	75
5	100.56	99.61	97.54	96.64	2300	80
5	100.89	99.67	97.60	97.68	2230	70
5	101.28	99.78	97.45	97.66	2170	60
5	102.00	99.83	95.38	97.92	2090	80

Tabla 2 Datos obtenidos en la ebullición del jugo de caña de azúcar a 900 W.

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	91.17	88.94	85.39	84.56	3118	0
5	97.61	97.78	94.50	96.44	3100	18
5	99.72	99.44	96.39	98.11	3032	68
5	99.78	99.78	96.22	96.89	2950	82
5	99.83	99.89	95.70	96.67	2871	79
5	99.72	100.11	96.34	96.26	2787	84
5	99.72	99.78	96.52	96.01	2698	89
5	99.78	100.00	96.72	96.7	2593	105
5	99.67	99.78	97.63	96.88	2501	92
5	100.11	100.17	97.40	96.99	2409	92
5	99.78	100.00	97.78	97.10	2325	84
5	99.67	99.78	98.10	97.48	2232	93
5	99.89	99.56	98.46	97.62	2146	86
5	100.11	99.41	98.61	97.68	2055	91
5	100.28	99.31	98.74	97.94	1973	82
5	100.06	99.73	99.00	98.00	1882	91
5	100.06	100.13	98.77	98.12	1784	98
5	101.06	100.48	99.25	98.24	1649	135
5	101.06	100.30	99.48	98.47	1629	20
5	101.11	100.95	99.50	99.13	1540	89
5	101.56	101.18	99.82	99.51	1450	90
5	102.10	101.25	100.02	99.78	1357	93

Tabla 3 Datos obtenidos en la ebullición del jugo de caña de azúcar a 1100 W.

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	95.00	94.56	88.67	86.72	3000	0
5	100.28	99.94	92.73	97.56	2984	16
5	100.17	100.28	95.23	96.33	2900	84
5	100.06	100.11	97.50	96.32	2810	90
5	100.20	100.06	97.95	97.31	2727	83
5	100.44	100.06	97.58	97.45	2629	98
5	100.61	100.39	98.20	97.52	2510	119
5	100.72	100.11	98.45	98.28	2364	146
5	101.00	100.47	98.73	98.62	2249	115
5	101.06	100.84	99.03	99.41	2162	127
5	101.28	100.88	99.73	98.96	2075	87
5	102.41	101.05	100.00	99.40	1977	98
5	102.65	101.20	100.31	100.05	1883	94
5	102.86	101.37	100.15	100.21	1795	98
5	103.12	101.61	100.77	100.76	1696	99
5	103.59	101.87	101.28	100.49	1605	101
5	104.16	102.53	101.64	100.96	1520	95
5	104.61	102.95	101.96	101.49	1432	108

Tabla 4 Datos obtenidos en la ebullición del jugo de caña de azúcar a 1300 W.

Intervalo de tiempo (min)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	T ₃ (°C)	T ₄ (°C)	Masa (g)	Masa evap. (g)
5	93.44	92.06	83.39	84.11	3002	0
5	100.56	99.89	96.63	95.50	2962	40
5	100.89	100.00	97.67	96.17	2922	42
5	100.84	100.00	97.98	97.41	2880	93
5	101.64	101.38	99.15	98.89	2787	130
5	101.95	101.73	99.85	99.45	2657	119
5	102.18	101.76	100.38	99.51	2538	105
5	102.65	102.33	101.38	100.16	2433	102
5	102.88	102.46	102.52	100.32	2331	116
5	103.21	102.64	102.77	100.67	2215	89
5	103.26	103.08	102.96	101.01	2126	95
5	103.43	103.32	103.21	101.05	2031	116.3
5	105.52	104.02	103.81	102.25	1915	113.5
5	105.92	104.15	103.65	102.43	1802	110
5	106.47	104.61	104.18	103.16	1692	126
5	107.40	105.00	104.29	102.71	1566	103.4

Método de cálculo de coeficientes de transferencia de calor

Rohsenow, dada la complejidad presentada por la dinámica de dicho proceso para ser estudiado analíticamente, propuso la siguiente correlación [12]:

$$C_{sf} Pr_l^n = \left(\frac{\mu_l h_{fg}}{\dot{q}_{nucleada}} \right)^{1/3} \left[\frac{g (\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right]^{1/6} \left[\frac{c_{pl} (T_s - T_{sat})}{h_{fg}} \right] \quad (5)$$

Donde C_{sf} = constante experimental que depende de la combinación superficie de calentamiento – fluido; Pr_l = número del Prandtl del líquido; n = constante experimental que depende del fluido; μ_l = viscosidad del líquido (kg/m·s); h_{fg} = entalpía de vaporización (J/kg); $\dot{q}_{nucleada}$ = flujo de calor en la ebullición nucleada (W/m²); g = aceleración de la gravedad (m/s²); ρ_l = densidad del líquido (kg/m³); ρ_v = densidad de vapor (kg/m³); σ = tensión superficial de la interfase líquido-vapor (N/m); c_{pl} = Calor específico del líquido (J/kg°C); T_s = Temperatura de la superficie de contacto (°C); T_{sat} = Temperatura de saturación del fluido (°C).

La tasa de masa evaporada de agua evaporada (\dot{m}_{ev}) es:

$$\dot{m}_{ev} = \frac{\dot{Q}_{ebullición}}{h_{fg}} = \frac{A\dot{q}_{nucleada}}{h_{fg}} \quad (6)$$

La superficie de contacto de la olla con el jugo de caña tiene un área (A) de 0.038 m².

Despejando $\dot{q}_{nucleada}$ de la ecuación (6) y reemplazándola en la ecuación (5), se obtiene que:

$$C_{sf} Pr_l^n = \left(\frac{\mu_l A}{\dot{m}_{ev}} \right)^{1/3} \left[\frac{g \rho_l - \rho_v}{\sigma} \right]^{1/6} \left[\frac{c_{pl} T_s - T_{sat}}{h_{fg}} \right] \quad (7)$$

Haciendo la siguiente igualdad:

$$R = \left(\frac{\mu_l A}{\dot{m}_{ev}} \right)^{1/3} \left[\frac{g \rho_l - \rho_v}{\sigma} \right]^{1/6} \left[\frac{c_{pl} T_s - T_{sat}}{h_{fg}} \right]$$

Por lo tanto:

$$R = C_{sf} Pr_l^n$$

Aplicando la teoría de logaritmos a la relación anterior:

$$\ln R = n \ln Pr_l + \ln C_{sf} \quad (8)$$

Para conocer el número de Prandtl (Pr_l), se usa la siguiente expresión:

$$Pr_l = \frac{\mu_l c_{pl}}{K_l} \quad (9)$$

Esta ecuación tiene la forma de una recta. Considerando que se mide el progreso de la ebullición en la olla con jugo de caña teniendo así una gran cantidad de datos, se puede aplicar el método de regresión lineal para obtener los valores de las constantes n y C_{sf} . La forma de la ecuación de una recta es de la siguiente manera:

$$y = mx + c \quad (10)$$

El método de regresión lineal permite hallar las constantes de Rohsenow (para el jugo de caña de azúcar y su combinación con una superficie de acero inoxidable) aplicando las siguientes relaciones:

$$m = \frac{N \sum xy - \sum x \sum y}{N \sum x^2 - \sum x^2} \quad (11)$$

$$c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum x \sum xy}{N \sum x^2 - \sum x^2} \quad (12)$$

Entonces:

$$n = m$$

$$C_{sf} = e^c$$

Además, el coeficiente promedio de transferencia de calor por convección natural se puede determinar de la siguiente manera:

$$h = \frac{\dot{q}_{nucleada}}{T_s - T_{sat}} \quad (13)$$

Resultados y discusión

En las observaciones experimentales realizadas mientras se llevaba a cabo el calentamiento del jugo de caña de azúcar se pudo apreciar la dinámica de este proceso, confirmando lo descrito en la literatura para los líquidos en general, pudiendo identificar los regímenes de convección natural y ebullición nucleada.

Los datos de las Tablas 1 a 4 se utilizaron para calcular los valores promedios de los coeficientes de transferencia de calor y las constantes de Rohsenow para cada entrada de calor correspondiente, tal como se muestran en la Tabla 5.

La tensión superficial se considera la misma que la del agua a las condiciones de temperatura presentadas ($\sigma = 0.0589$ N/m), la densidad del vapor de agua se asume constante (0.6 kg/m³) [6]. Las expresiones para hallar las demás propiedades termofísicas planteadas en dicha correlación figuran en el Apéndice I [8], [13], [14] y [15].

Para obtener los resultados mostrados en la Tabla 5, se consideró que la temperatura de la superficie de la olla (T_s) sea la correspondiente a la temperatura T_1 y la temperatura a la cual se hallaron las propiedades termofísicas del jugo de caña es el promedio de las temperaturas T_2 , T_3 y T_4 .

Tabla 5 Valores de las constantes de Rohsenow y los coeficientes de transferencia de calor ligados a la ebullición nucleada del jugo de caña de azúcar para cada entrada de calor.

Entrada de calor (W)	C_{sf}	n	h (W/m ² °C)
700	0.0090	-0.048	4107
900	0.0039	-0.030	10548.1
1100	0.0028	-0.020	11241.9
1300	0.0027	-0.010	12797.6

El coeficiente de transferencia de calor debido a la convección natural producto del movimiento de las burbujas por efecto de la flotabilidad en la ebullición nucleada del jugo de caña de azúcar varía desde 4107 W/m²°C hasta 12797.6 W/m²°C para entradas de calor entre 700 W y 1300 W.

En la Figura 4 se muestra la variación del coeficiente de transferencia de calor en función de las entradas de calor.

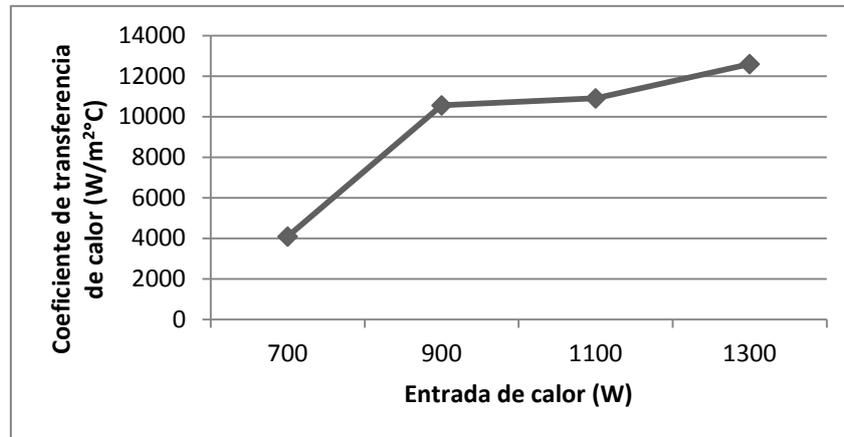


Figura 4 Variación del coeficiente de transferencia de calor en función de las entradas de calor

Las constantes de Rohsenow (n y C_{sf}) que se muestran en la Tabla 5 se encuentran dentro de los valores presentados en la bibliografía para distintos líquidos y configuraciones superficie de calentamiento-fluido, en las tablas 6 y 7 se muestran algunas constantes de Rohsenow.

Tabla 6 Algunos valores de la constante C_{sf} [2], [6]

Combinación superficie de calentamiento - fluido	C_{sf}
Agua - Latón	0.0090
Agua - Acero inoxidable (rectificado y pulido)	0.0060
Etanol - Aluminio	0.0080
Etanol - Cromo	0.0045
Alcohol etílico - Cromo	0.0027

Tabla 7 Algunos valores de la constante n [3], [4] y [16]

Líquido	n
Leche	-1.240
Jugo de caña de azúcar	-0.162
Nata de leche	-0.114

Conclusiones

Se deduce de fácil manera que el valor promedio del coeficiente de transferencia de calor aumenta a medida que aumenta el suministro de calor al jugo de caña de azúcar.

Al incrementar el suministro de calor, la temperatura en exceso ($T_s - T_{sat}$) también crece y eso ocasiona que aumente la rapidez de formación de burbujas de vapor en el fondo de la olla y por ende, este factor también influye en el aumento del coeficiente de transferencia de calor.

Se dará una adecuada transferencia de calor en la ebullición, en cuanto no se alcancen los regímenes de ebullición en transición y en película porque no todo aumento de la temperatura en exceso produce una mayor tasa de transferencia de calor.

Mientras mayores sean los sitios activos de nucleación de las burbujas de vapor, el calor nucleado ($q_{nucleado}$) aumenta y hace lo propio el coeficiente de transferencia de calor ligado a este fenómeno.

Mediante las observaciones experimentales realizadas, mientras se calentaba el jugo de caña de azúcar, se pudo apreciar que el tamaño de las burbujas depende del sobrecalentamiento del líquido y de la superficie de intercambio de calor; las burbujas serán más grandes si la temperatura del líquido es alta y cercana al valor de la temperatura de la superficie (T_s).

El movimiento vertical de las burbujas de vapor es la fuerza impulsora de la transferencia de calor por ebullición nucleada. A mayor frecuencia de formación y tamaño de las burbujas el flujo de calor incrementa.

Apéndice I

$$T_{sat} = \frac{3830}{23.19 - \ln P_{atm}} - 228.32 + 0.2209e^{0.0557^\circ Bx} \quad [^\circ\text{C}]$$

$$\rho_l = 1043 + 4.854^\circ Bx - 1.07T \quad [\text{kg/m}^3]$$

$$\mu_l = 1.718 \times 10^{-5} + 4.620 \times 10^{-8}T \quad [\text{kg/ms}]$$

$$K_l = 0.3815 - 0.0051^\circ Bx + 0.001866T \quad [\text{W/m}^\circ\text{C}]$$

$$c_{pl} = 4187 \times (1 - 0.006^\circ Bx) \quad [\text{J/kg}^\circ\text{C}]$$

$$h_{fg} = 2499e^{-0.001016\left(\frac{T_{sat} + T_s}{2}\right)} \quad [\text{kJ/kg}]$$

Referencias

- [1] Md. Saimon Islam, Khadija Taslima Haque. Shuman Chandra Saha, “An experimental investigation of pool boiling at atmospheric pressure” Journal of Science and Technology vol 6, pp. 80-85, 2011. Daffodil International University – Bangladesh.
- [2] I. L. Piore, “Experimental evaluation of constants for the Rohsenow pool boiling correlation” International Journal of Heat and Mass Transfer 42, pp. 2003-2013.
- [3] M. Kumar, K. S. Kasana, S. Kumar, O. Prakash, “Experimental evaluation of constants for the Rohsenow pool boiling correlation for khoa” Journal of Physical Sciences, Engineering and Technology vol. 2, pp. 21-26, 2011.
- [4] G. N. Tiwari, O. Prakash, S. Kumar, “Evaluation of convective heat and mass transfer for pool boiling of sugarcane juice” Energy and Management vol. 45, pp. 171-179, 2004
- [5] P. K. Arya, S. Kumar, U. K. Jaiswal, “Design based improvement in a three pan Jaggery making plant for rural India” International Journal of Engineering Research vol. 2, pp. 264-268, 2013.
- [6] Y. A. Çengel “Transferencia de calor y masa”, 3ed. McGraw-Hill, 2007, pp. 561-576.
- [7] T. A. Adib, J. Vasseur “Bibliographic analysis of predicting heat transfer coefficients in boiling for applications in designing liquid food evaporators” Journal of Food Engineering vol. 87, pp. 149-161, 2008.

- [8] O. A. Mendieta, H. E. Hernández “Análisis experimental de la evaporación del jugo de caña de azúcar en película sobre una placa plana” Revista Corpoica Ciencia y Tecnología Agropecuaria vol. 14, pp. 113-127, 2013.
- [9] S. Nukiyama, “Maximum and minimum values of heat q transmitted from metal to boiling water under atmospheric pressure” Journal Society Mechanical Engineering 37, pp. 53-54, 367-374, 1934.
- [10] F. P. Incropera, D. P. DeWitt “Fundamentos de transferencia de calor y masa”, 4ed. Prentice Hall, 1999, pp. 536-546.
- [11] J. P. Holman “Transferencia de calor”, 8ed. McGraw-Hill, 1998, pp. 361-373.
- [12] W. M. Rohsenow, “A method of correlating heat transfer data for surface boiling of liquids” Trans. ASME, 1952, pp. 969-976.
- [13] G.N Tiwari, S. Sanjeev Kumar, O. Prakash, “Study of heat and mass transfer from sugarcane juice for evaporation”, Desalination 159, 2003, pp. 81-96.
- [14] E. Hugot, “Handbook of cane sugar engineering”, 3ed. Elsevier, 1986, pp. 494-626.
- [15] MA. Rao, AA. Vitali, “Fruit juice concentration and preservation” in Handbook of Food Preservation, MS. Rahman, 1999, pp. 217-258.
- [16] M. Kumar, O. Prakash, K.S. Kasana “An experimental study on the pool boiling heat transfer coefficient of milk” Mechanical Engineering vol. 9, pp. 61-70, 2011.