

**DESARROLLO DE UN MODELO EXPERIMENTAL PARA EL COEFICIENTE DE
TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL PROCESO DE EVAPORACIÓN DEL
JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR EN UN ARREGLO DE PELÍCULA DELGADA**

OSCAR ANDRES MENDIETA MENJURA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
POSGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012.

**DESARROLLO DE UN MODELO EXPERIMENTAL PARA EL COEFICIENTE DE
TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL PROCESO DE EVAPORACIÓN DEL
JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR EN UN ARREGLO DE PELÍCULA DELGADA**

OSCAR ANDRES MENDIETA MENJURA

Tesis de grado para optar al título de
Magíster en Ingeniería Química

Directores:

Ph.D. HUMBERTO ESCALANTE HERNANDEZ

M.Sc. HUGO REINEL GARCIA BERNAL

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
POSGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012.

Dedicatoria

*A los seres de luz que siempre han iluminado mi camino,
a mi familia y amigos por el apoyo absoluto en el alcance de mis metas,*

y a ti por estar leyendo este libro.

Con amor, Andrewmend.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa los más sinceros agradecimientos a:

Ph.D. Humberto Escalante, por su apoyo y colaboración en la culminación de este proyecto.

M.Sc. Hugo García, por ser maestro, guía y amigo.

Al equipo de trabajo de Corpoica – CIMPA.

A todas aquellas personas que participaron en el desarrollo de este trabajo.

A mi familia, por su apoyo y comprensión.

TABLA DE CONTENIDO

	Página
INTRODUCCIÓN.....	15
1. MARCO TEÓRICO.....	20
1.1 EL PROCESO DE ELABORACIÓN DE PANELA.....	20
1.1.1 Hornilla panelera.	23
1.1.2 Tipos de pailas.	24
1.2 EVAPORACIÓN.....	27
1.2.1 Tipos de evaporadores.....	28
1.3 TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORADORES.....	29
1.3.1 Mecanismos de transferencia de calor.	29
1.3.2 Regímenes de flujo.....	30
1.3.3 Regímenes de ebullición.	30
1.3.4 Propiedades de los fluidos.	31
1.3.5 Temperatura de ebullición de un líquido.....	34
1.4 COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL EVAPORADOR DE PLACA PLANA.....	35
1.5 RELACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORADORES CON NÚMEROS ADIMENSIONALES.....	40
1.6 MODELOS DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.....	42
2. METODOLOGÍA.....	43
2.1 EVAPORADOR DE PELÍCULA EN PLACA PLANA PILOTO.....	43
2.2 MODELO DE CÁLCULO DEL COEFICIENTE h	46
2.3 DESARROLLO EXPERIMENTAL.....	47

3. RESULTADOS	50
3.1 EFECTO DEL FLUJO DE CALOR Y LA CONCENTRACIÓN DEL ALIMENTO SOBRE EL COEFICIENTE h	50
3.2 EFECTO DEL FLUJO MÁSSICO SOBRE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL EVAPORADOR DE PLACA PLANA	54
3.3 EFECTO DE LA TEMPERATURA DEL ALIMENTO SOBRE EL COEFICIENTE h	56
3.4 MODELO EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE h	58
3.5 MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL EVAPORADOR DE PLACA PLANA CON NÚMEROS ADIMENSIONALES.....	63
3.6 MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL EVAPORADOR DE PLACA PLANA.....	64
CONCLUSIONES	67
RECOMENDACIONES.....	69
BIBLIOGRAFÍA.....	70
ANEXOS.....	76

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1. Diagrama de flujo para el proceso de elaboración de panela.	21
Figura 2. Perfil de temperatura y CSST Vs. tiempo, para el JCA durante el proceso de elaboración de panela [Rao <i>et al.</i> , 2009].	23
Figura 3. Hornilla panelera con cámara de combustión tipo Ward.....	24
Figura 4. Diseños de pailas utilizadas para la fabricación de panela.....	25
Figura 5. Evaporador de placa plana operando en película.....	37
Figura 6. Corte transversal del evaporador de placa plana.	38
Figura 7. Esquema del evaporador de película en placa plana a escala piloto.	44
Figura 8. Evaporador de película en placa plana a escala piloto.....	45
Figura 9. Variación de h en función de ΔT a $m_A=38,4\text{kg/h}$, $T_A=60^\circ\text{C}$	50
Figura 10. Variación de ΔX en función de ΔT a $m_A=38,4\text{kg/h}$, $T_A=60^\circ\text{C}$	52
Figura 11. Variación de h y ΔX en función de X_A a $m_A=38,4\text{kg/h}$, $T_A=60^\circ\text{C}$	53
Figura 12. Variación de h y ΔX en función de m_A , a $T_S=181,2^\circ\text{C}$, $T_A=60^\circ\text{C}$	55
Figura 13. Variación de h y ΔX en función T_A a $T_S=180,2^\circ\text{C}$, $X_A=18^\circ\text{B}$	56
Figura 14. Energía intercambiada como calor sensible, latente y total, en función de m_A y T_A	57
Figura 15. Valores de h calculados Vs. experimentales (modelo lineal).	59
Figura 16. Valores de h calculados Vs. experimentales (modelo exponencial).	59
Figura 17. Valores de h calculados Vs. experimentales (ecuación 47).....	60

Figura 18. Diagrama de Pareto estandarizado para h	61
Figura 19. Valores de h calculados Vs. experimentales (ecuación 48).....	62
Figura 20. Valores de Nu calculados Vs. experimentales.....	64
Figura 21. Valores de ΔX calculados Vs. experimentales.....	65
Figura 22. Contornos de la superficie respuesta, a $X_A=18\text{B}$ y $T_A=60\text{C}$	66

LISTA DE TABLAS

	Página
Tabla 1. Factores, niveles y campo de estudio para el diseño experimental.	48
Tabla 2. Análisis de varianza para h	61
Tabla 3. Mejores condiciones del EPP en el campo de estudio.	66

LISTA DE ANEXOS

	Página
ANEXO A. Resultados experimentales de h para el jugo de caña de azúcar en el evaporador de película en placa plana.....	77
ANEXO B. Evaporador de película en placa plana a escala piloto.....	80

TITULO: DESARROLLO DE UN MODELO EXPERIMENTAL PARA EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL PROCESO DE EVAPORACIÓN DEL JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR EN UN ARREGLO DE PELÍCULA DELGADA*

AUTOR: OSCAR ANDRES MENDIETA MENJURA**

PALABRAS CLAVES: transferencia de calor, evaporación en película, jugo de caña de azúcar, modelos, ahorro de energía.

RESUMEN:

En la industria panelera tradicionalmente se han utilizado pailas para la evaporación del jugo de caña de azúcar (JCA), las cuales presentan problemas de baja eficiencia energética. En el presente estudio se evaluó un evaporador de película en placa plana (EPP) a escala piloto. Al EPP se le adaptaron termopares para la medición de la temperatura del jugo y de la placa, y la concentración de sólidos solubles del JCA se midió con un refractómetro. El rendimiento del evaporador se determinó a través del coeficiente de transferencia de calor en el lado del líquido (h), el cual se relacionó con los parámetros de operación: rata másica de flujo, temperatura de la superficie, temperatura del alimento y concentración del líquido.

El coeficiente h se favoreció por una temperatura de la superficie alta y una concentración del alimento baja. Adicionalmente, la disminución de la temperatura del alimento y el incremento del flujo másico del jugo benefició el coeficiente h . La evaporación del JCA en el EPP presentó valores de h entre $140\text{W/m}^2\text{k}$ y $380\text{W/m}^2\text{K}$, los cuales son mayores que en las pailas utilizadas en la industria panelera ($11,2\text{W/m}^2\text{K}$ a $150,5\text{W/m}^2\text{K}$, Tiwari *et al.*, 2003), por tanto los resultados muestran una mejora notable para el proceso de evaporación del JCA.

*Trabajo de investigación.

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química. Directores: Ph.D. Humberto Escalante Hernández y M.Sc. Hugo Reinel García Bernal.

TITLE: DEVELOPMENT OF AN EXPERIMENTAL MODEL FOR HEAT TRANSFER COEFFICIENT IN THE PROCESS OF EVAPORATION OF THE JUICE CANE SUGAR IN A THIN FILM ARRANGEMENT*

AUTHOR: OSCAR ANDRES MENDIETA MENJURA**

KEY WORDS: heat transfer, film evaporation, sugar cane juice, models, energy saving.

ABSTRACT:

In the jaggery industry has traditionally been used pans for evaporation of sugarcane juice (JCA), which present problems of low energetic efficiency. In the present study we evaluated a film evaporator flat plate (EPP) pilot scale. EPP is adapted with thermocouples for measuring the temperature of the juice and of the plate, and the concentration of soluble solids of JCA was measured with a refractometer. Evaporator performance is determined through the heat transfer coefficient on the side of the liquid (h) which was associated with the operating parameters: temperature of the surface, rate mass flow, inlet temperature and concentration of the juice.

The coefficient h is favored by a high surface temperature and a low input concentration. Additionally, decreasing the inlet temperature and increasing rate mass flow of juice, benefited the coefficient h . The evaporation of the JCA in the EPP showed values of h between $140\text{W/m}^2\text{k}$ and $380\text{W/m}^2\text{K}$, which are higher than the pans used in the jaggery industry ($11,2\text{W/m}^2\text{K}$ a $150,5\text{W/m}^2\text{K}$, Tiwari *et al.*, 2003), therefore the results show a significant improvement to the process of evaporation of the JCA.

*Research work.

**Faculty of Physical-Chemical Engineering, Departament of Chemical Engineering. Directors: Ph.D. Humberto Escalante Hernández and M.Sc. Hugo Reinel García Bernal.

INTRODUCCIÓN

Actualmente la caña de azúcar (CA) se cultiva en más de 100 países, ocupando alrededor de 23 millones de hectáreas en el mundo, para una producción de 1686 millones de toneladas de caña por año [FAO, 2012].

En Colombia el cultivo de CA se destaca por ocupar el segundo lugar en extensión después del café; ocupa 171633Ha del territorio nacional, produciendo 20,3 millones de toneladas [FAO, 2012]. De la CA sembrada, más del 50% se destina para la producción de panela [Agronet, 2012]. Se estima que existen cerca de 70000 unidades agrícolas que cultivan la caña panelera. Además, el cultivo de CA genera anualmente más de 25 millones de jornales, vinculando a esta actividad alrededor de 350000 personas, es decir, el 12% de la población rural económicamente activa, siendo así el segundo renglón generador de empleo después del café [Rodríguez, 2000; Espinal *et al.*, 2005].

La panela es un producto alimenticio obtenido a partir del jugo de la caña de azúcar (JCA); se utiliza domésticamente como edulcorante [Mosquera *et al.*, 2007], tiene propiedades medicinales por ser una fuente de minerales (calcio, hierro y fósforo) y aumenta la palatabilidad de alimentos [Uppal *et al.*, 1999, citado por Tiwari *et al.*, 2003]. La panela es producida alrededor del mundo y se conoce con diferentes nombres, tales como: *piloncillo* en México, *rapadura* en Brasil y Guatemala, *tapa de dulce* en Costa Rica, *chancaca* en Bolivia, Chile y Perú, *gur* en la India, y *jaggery* en los países africanos [Thakur, 1999, citado por Rao *et al.*, 2009].

Colombia es el primer productor de panela en América y el segundo productor mundial después de la India; participó con el 13,9% de la producción en el mundo en el periodo 1998-2002 (6858840t). En relación al consumo de panela, el 2,18%

representa el gasto en alimento de los colombianos y, en algunos departamentos alcanza hasta el 9% en los sectores de bajos ingresos. A nivel mundial los colombianos son los mayores consumidores de panela en el mundo, con más de 38,6kg/habitante al año [Minagricultura, 2006]. La producción de panela en Colombia es por tanto de gran interés para la economía del país debido al gran volumen que se produce y consume.

Se estima que hay 23000 trapiches (unidades productoras) en los que se fabrica panela y miel de CA. El proceso de elaboración de panela se deriva de la industria a pequeña escala o tipo artesanal, desarrollada en zonas rurales de muchos países [Grantham, 2001]. En Colombia, el 83% de los trapiches se sitúan en el rango de “pequeñas” (capacidad instalada menor a 100kg/h), el 15% en el rango de “medianas” (capacidad instalada menor a 150-250kg/h) y tan solo el 2% se clasifican como unidades productoras “grandes” (capacidad instalada superior a 250kg/h) [Minagricultura, 2006].

Los trapiches tradicionalmente cuentan con una hornilla compuesta por una cámara de combustión, un ducto de gases, una batería de concentración y una chimenea [García *et al.*, 2007]. El JCA es sometido a tres etapas con suministro energético: a) clarificación, b) evaporación y c) concentración. Durante estas tres etapas se va retirando agua al JCA hasta llevarlo a la concentración adecuada para solidificarlo y convertirlo en panela. La energía térmica requerida en el proceso es suministrada por la combustión del bagazo de la caña de azúcar (BCA), leña, caucho de llanta, entre otros; el uso de estos combustibles incrementa los costos de producción y provoca alteraciones al medio ambiente [Gordillo *et al.*, 1992; Amosun *et al.*, 2000; Sardeshpande *et al.*, 2010].

En un horno panelero, la batería de concentración está constituida por una serie de pailas que actúan como medio para la transferencia de energía térmica, a través de su superficie metálica, entre los gases de combustión del BCA y el JCA. Estos hornos pueden funcionar en operación por lotes (*batch*) y a presión atmosférica.

En las hornillas paneleras el 25% de la energía generada por la combustión del BCA se utiliza para la etapa de evaporación, el 5% se destina para las etapas de clarificación y concentración, mientras que más del 70% se convierte en pérdidas por flujo de calor en los inquemados, a través de las paredes, las cenizas y los gases de chimenea [Sardeshpande *et al.*, 2010]. Por consiguiente la baja eficiencia en la utilización del calor en estas hornillas conlleva a un consumo exagerado del BCA, dando lugar a una escasez de esta biomasa [Anwar, 2010; Kumar *et al.*, 2006].

La eficiencia de una hornilla puede expresarse como la energía requerida para el proceso de elaboración de la panela respecto a la energía suministrada por la combustión [Sardeshpande *et al.*, 2010]. La eficiencia del proceso de evaporación del JCA en la hornilla está directamente influenciada por el tiempo de residencia y por el diseño; por tanto juega un papel importante el área de contacto y por ende el número de unidades de operación. La evaporación del JCA en una hornilla con una paila abierta de área transversal circular requiere un tiempo de operación de 2h [Rao *et al.*, 2009]. Sin embargo, es posible obtener resultados similares en una hornilla que conste de dos pailas (una en forma de cono truncado invertido y otra rectangular) en un menor tiempo de residencia de 1,5h [Singh *et al.*, 2009].

En las hornillas paneleras el suministro de energía a las pailas, durante la etapa de evaporación del JCA, se realiza a fuego directo lo cual significa que los gases de combustión entran en contacto con la superficie metálica de la paila. Este diseño presenta problemas de sobrecalentamiento que conllevan a bajos rendimientos de producción, por el desdoblamiento de la sacarosa en azúcares reductores y por una caramelización excesiva del JCA [Grantham, 2001]. Adicionalmente, las hornillas paneleras tradicionales involucran un diseño de las pailas abierto y con ebullición “tipo alberca”; por tanto para elevar la temperatura del jugo hasta su punto de ebullición se debe vencer la presión atmosférica y la ejercida por la columna de líquido dentro del recipiente [Incropera *et al.*, 2002]. Por consiguiente, la eficiencia de las hornillas se ve favorecida con el aumento del

área de contacto. Por ejemplo, en las hornillas tradicionales con una paila la eficiencia es del 16%; sin embargo, con dos pailas se alcanza hasta un 29% [Singh *et al.*, 2009]. Adicionalmente, se ha incrementado el área de contacto de la paila mediante la inclusión de aletas en el lado de los gases de combustión logrando aumentar hasta un 10% la eficiencia del proceso; esto redundaría en un mejor aprovechamiento de la energía suministrada [Anwar, 2010]. En contraste, la evaporación de un fluido se favorece por el movimiento, debido a que la rapidez de transferencia de calor por convección forzada es mayor que por convección natural [Holman, 1999]. Sin embargo, en las pailas actuales de los hornos paneleros la evaporación es térmicamente ineficiente debido a que no se utilizan paletas ni raspadores para la agitación y por consiguiente el proceso depende del movimiento del JCA (nucleación y convección natural). Por lo anterior se deduce que realizar la evaporación del JCA en un equipo tipo paila, la cual posee un elevado volumen por unidad de área de transferencia de calor, no es justamente el mejor equipo para dicha operación.

Un mejor aprovechamiento de la energía suministrada al proceso de evaporación del JCA se consigue mediante un evaporador que opere en película. La operación de evaporación en película presenta coeficientes de transferencia de calor mayores a diferencias de temperatura bajas, genera una cabeza estática del fluido baja y tiempos de residencia cortos. Los evaporadores en película son recomendados para operar con materiales sensibles al calor [Valentas *et al.*, 1997], como es el caso de los jugos de frutas y las disoluciones de azúcar en agua [Prost *et al.*, 2006].

Por consiguiente, en este trabajo de investigación se plantea evaluar experimentalmente el proceso de evaporación del JCA utilizando un equipo evaporador de placa plana a escala piloto. En contraste con las pailas convencionales, este tipo de evaporador permite la formación de una película delgada de fluido que facilita la operación en continuo a presión atmosférica y garantiza una mayor velocidad de transferencia de calor. El estudio se centra en la

evaluación del coeficiente de transferencia de calor en el lado del líquido (h), mediante las correspondientes leyes de variación de las variables de operación, como parámetro para predecir la capacidad térmica de la evaporación del JCA.

El trabajo está estructurado de la siguiente forma: en el capítulo 1 se describe técnicamente el proceso de elaboración de panela, la evaporación y las leyes que rigen la transferencia de calor en el evaporador de película en placa plana. En el capítulo 2 se presenta el equipo a escala piloto, el modelo de cálculo y el diseño experimental. En el capítulo 3 se muestran los resultados y su discusión.

El presente estudio fue realizado dentro del marco del programa estratégico “Opciones tecnológicas de desarrollo para el mejoramiento del sistema productivo de panela en Colombia”. El proyecto fue aprobado por el Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, y el Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA), y fue desarrollado por la Universidad Industrial de Santander – UIS y la Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria – CORPOICA.

1. MARCO TEÓRICO

En este capítulo se presenta el proceso de elaboración de panela y cada una de las etapas que involucra. Se describe el horno donde se realiza el procesamiento de la caña de azúcar y los tipos de pailas actuales utilizados en el proceso. Posteriormente, se define el proceso de evaporación y se mencionan algunos tipos de evaporadores utilizados en la industria. Finalmente, se describe la transferencia de calor en los evaporadores, y se define el coeficiente de transferencia de calor específicamente para un evaporador de película en placa plana.

1.1 EL PROCESO DE ELABORACIÓN DE PANELA

El proceso de producción de panela (Figura 1) envuelve las etapas: apronte, molienda, prelimpieza, recepción del jugo, clarificación, evaporación, concentración, batido, empaque y almacenamiento [García *et al.*, 2007].

El apronte consiste en el corte, alce, transporte y almacenamiento de la caña de azúcar (CA) en la unidad de procesamiento o trapiche. El jugo de caña de azúcar (JCA) se obtiene por compresión de la CA en molinos de masas, en los cuales se recupera alrededor del 60% en peso del JCA. El JCA, con una concentración de sólidos solubles totales (CSST) entre 14 y 20°B, es sometido a una prelimpieza para separar y eliminar por medios físicos y a temperatura ambiente el material grueso.

Posteriormente, el JCA se transfiere a una etapa de clarificación, la cual comprende dos fases: una de calentamiento y otra de limpieza. El calentamiento del jugo se realiza hasta una temperatura de 50–55°C, lo cual acelera la formación de partículas de tamaño y densidades mayores (coagulación) y aumenta la

velocidad de movimiento facilitando su agregación y separación (floculación). La segunda fase corresponde a la acción de sustancias coagulantes y clarificantes, por ejemplo los mucílagos obtenidos de la maceración de las cortezas del balso, el cadillo o guásimo [García *et al.*, 2007]. En esta etapa también se regula la acidez del JCA a un pH de 5,5 para prevenir la formación de azúcares reductores y facilitar la limpieza del jugo. La clarificación termina cuando se alcanza la ebullición del jugo.

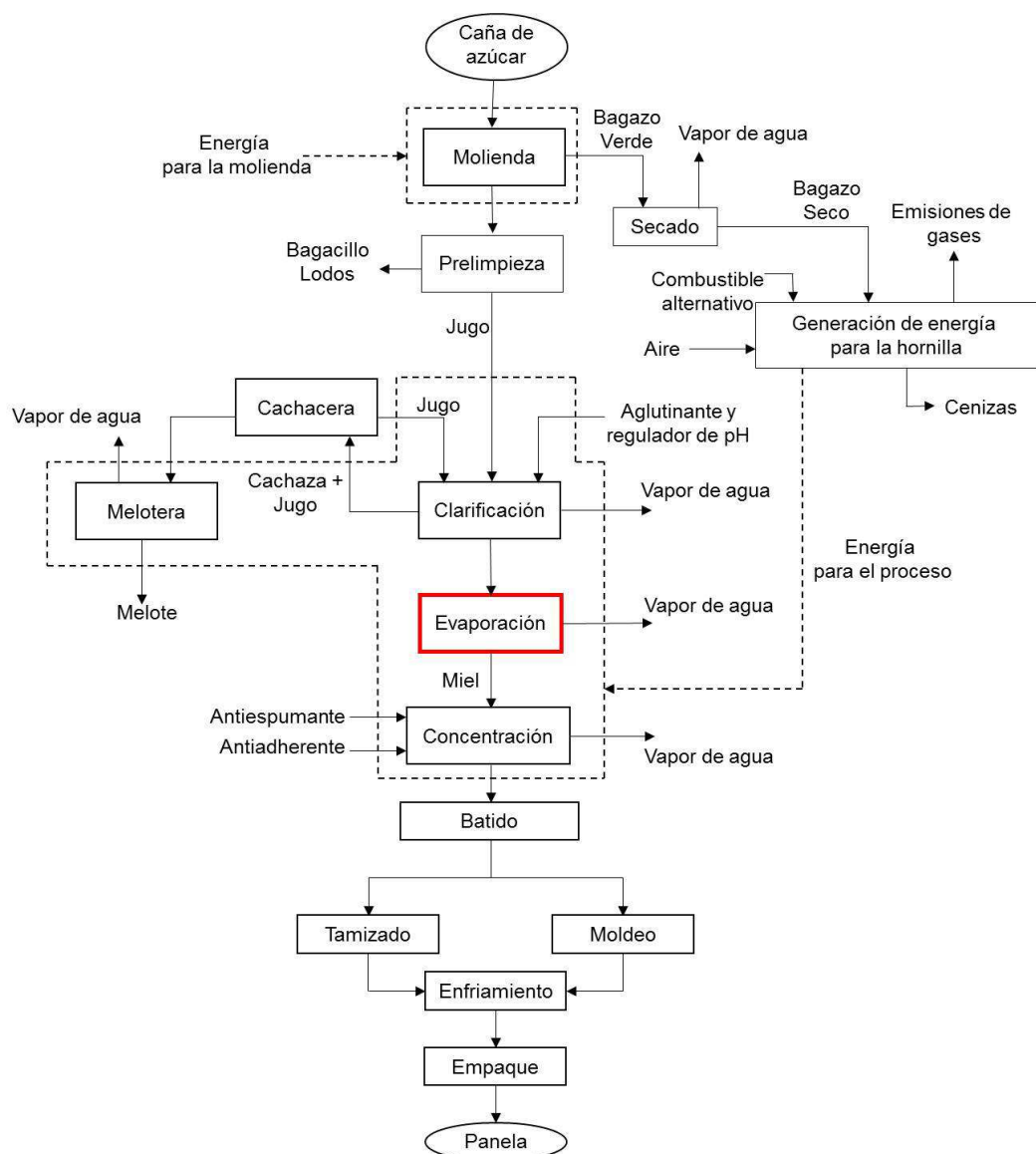


Figura 1. Diagrama de flujo para el proceso de elaboración de panela.

El jugo clarificado se transporta hacia la etapa de evaporación. En la etapa de evaporación se lleva el jugo a la temperatura de 100,5–104°C para permitir la ebullición del agua (dependiendo de la presión atmosférica donde se realice el proceso). En la etapa de evaporación se remueve más del 80% m/m del agua presente en el JCA, y se alcanza una CSST alrededor de 54,5°B [Rao *et al.*, 2009], razón por la cual se le denomina “miel”.

A continuación se suministra más calor a la miel en la etapa de concentración; el movimiento de la miel es manual, con ayuda de un cazo, debido a su viscosidad. A la miel se le adiciona un agente antiadherente y antiespumante (aceite vegetal, aceite de higuera, manteca vegetal, entre otros), para evitar que se queme y reducir la formación de espuma [García *et al.*, 2007]. En la etapa de concentración se alcanza una temperatura entre 123–128°C; en esta etapa la miel alcanza una CSST entre 92–95°B [Mujica *et al.*, 2008]. En esta etapa se produce un rápido aumento tanto en la concentración como del punto de ebullición de la miel; el comportamiento de la concentración en esta etapa se debe a la rápida evaporación del agua a una temperatura elevada y un menor volumen de miel [Rao *et al.*, 2009].

En la Figura 2 se muestra el perfil de temperatura y CSST versus el tiempo, para el JCA durante el proceso de elaboración de panela. A medida que el tiempo transcurre se realiza el calentamiento, la evaporación y concentración del jugo.

Después de la concentración el producto es retirado de la hornilla hacia la etapa de batido y moldeo, donde mediante agitación y aireación se logra la solidificación de la miel que da paso a la panela. La panela puede presentarse en forma moldeada (bloques rectangulares o semiesféricos) o granular [García *et al.*, 2007]. La panela por ser un producto higroscópico se empaca adecuadamente y finalmente se almacena para su posterior comercialización.

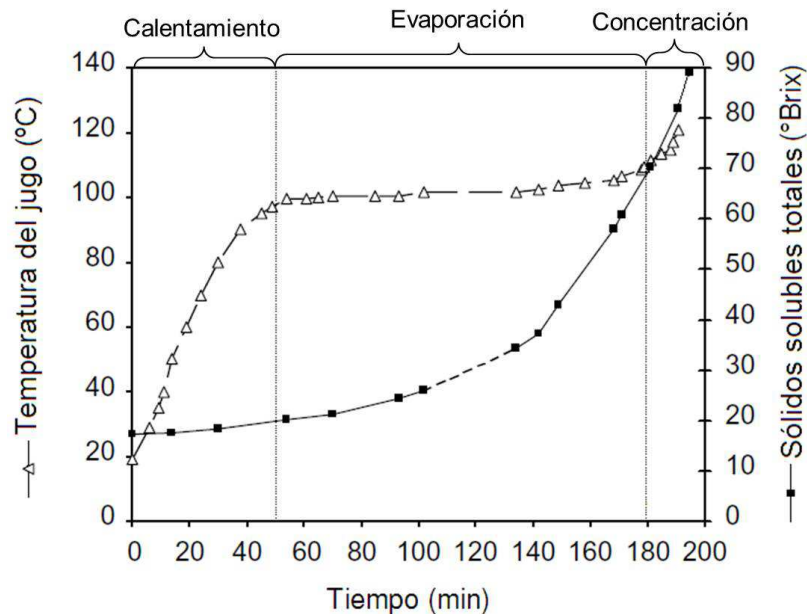


Figura 2. Perfil de temperatura y CSST Vs. tiempo, para el JCA durante el proceso de elaboración de panela [Rao *et al.*, 2009].

1.1.1 Hornilla panelera.

El horno u hornilla panelera (Figura 3) es la unidad de operación encargada de transformar la energía del bagazo de caña (residuo que resulta de la extracción del JCA en el molino), o demás combustibles empleados, en energía calórica para las etapas de clarificación, evaporación y concentración [Gordillo *et al.*, 1992]. La hornilla está compuesta por una cámara de combustión, un ducto de gases, una batería de concentración y una chimenea [García *et al.*, 2007].

La cámara de combustión es un espacio confinado que se encuentra ubicado en la parte baja de la hornilla; allí se lleva a cabo la reacción química de oxidación entre el combustible y el oxígeno del aire. La cámara de combustión se compone de una entrada para alimentar el combustible, una parrilla y un cenicero.

La batería de concentración es una serie de pailas que actúan como intercambiadores de energía entre los gases de combustión y el jugo o miel, a través de su superficie metálica; un conjunto de pailas conforma una etapa del proceso.

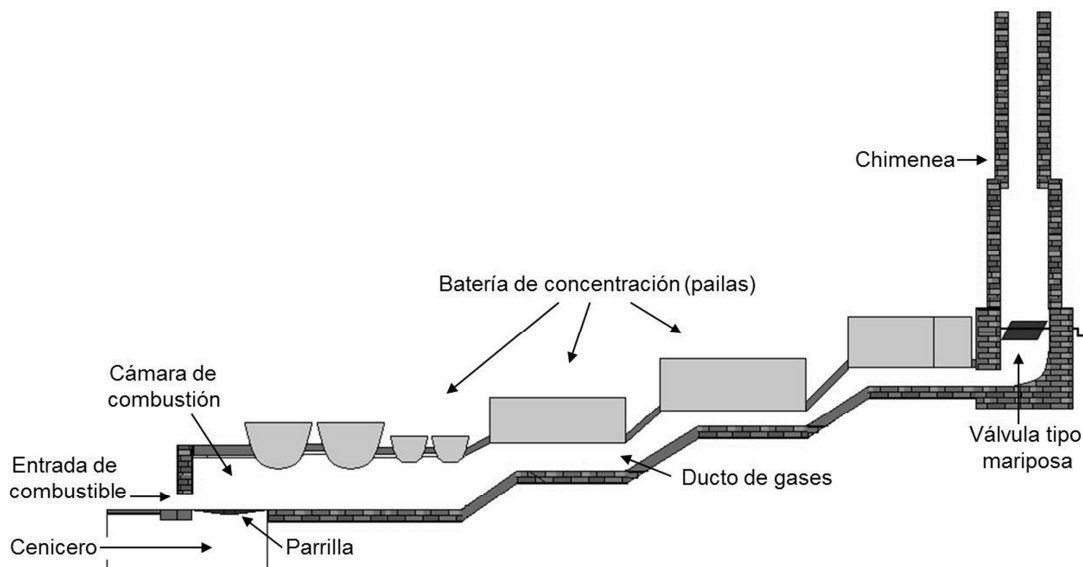


Figura 3. Hornilla panelera con cámara de combustión tipo Ward.

El ducto tiene la función de guiar los gases de combustión por debajo de la batería de concentración, de tal forma que ocurra la transferencia de energía al jugo y la miel. El ducto es aislado térmicamente con el fin de disminuir las pérdidas de energía a través del piso y las paredes, para lo cual se utiliza doble pared y piso, y se deja un espacio para que el aire se estanque o, en su defecto, se rellena con cascarilla de arroz.

La chimenea se encuentra en la parte final de la hornilla. La chimenea tiene la función de generar la succión de aire adecuada para la combustión (también llamado tiro: una diferencia de presión o densidad, entre el aire atmosférico y los gases de combustión dentro de la hornilla). Adicionalmente, tiene una válvula tipo mariposa la cual sirve para regular el tiro.

1.1.2 Tipos de pailas.

La energía generada en la cámara de combustión se aprovecha en la batería de concentración, una serie de pailas, fondos o tachos metálicos que operan en lotes (*batch*), a presión atmosférica y son calentados a fuego directo por exponerlas a los gases de combustión. En las pailas se transfiere la energía al jugo y/o miel, a través de mecanismos de convección, conducción y radiación.

Las pailas pueden ser clasificadas de acuerdo al diseño, tamaño, material de fabricación y uso; dichas clasificaciones varían con el desarrollo tecnológico de cada trapiche y las costumbres regionales.

En la Figura 4 se muestran los diseños de pailas utilizados para la fabricación de panela. Los diseños de las pailas pueden ser tradicionales o modificados. Las pailas tradicionales son aquellas que comúnmente se han utilizado en el proceso de elaboración de panela. El fondo de las pailas tradicionales tiene un diseño semiesférico, semicilíndrico, plano o trapezoidal.

A las pailas tradicionales se les modificó el diseño de los fondos (correspondiente a la superficie de transferencia de calor) para aprovechar mejor la energía de los gases de combustión. Los nuevos diseños incrementaron el área de transferencia de calor manteniendo aproximadamente la misma cantidad de jugo en las pailas. Los diseños se basaron en criterios de selección como: facilidad de limpieza (para evitar la acumulación de suciedad, microorganismos u otros agentes contaminantes del alimento), facilidad del movimiento del jugo (evitar puntos estancados o de sobrecalentamiento) y construcción (mínimo número de pliegues). Entre las pailas modificadas se encuentran la aleteada, pirotubular, piroaleteada y acanalada (Figura 4), diseños desarrollos por Corpoica.

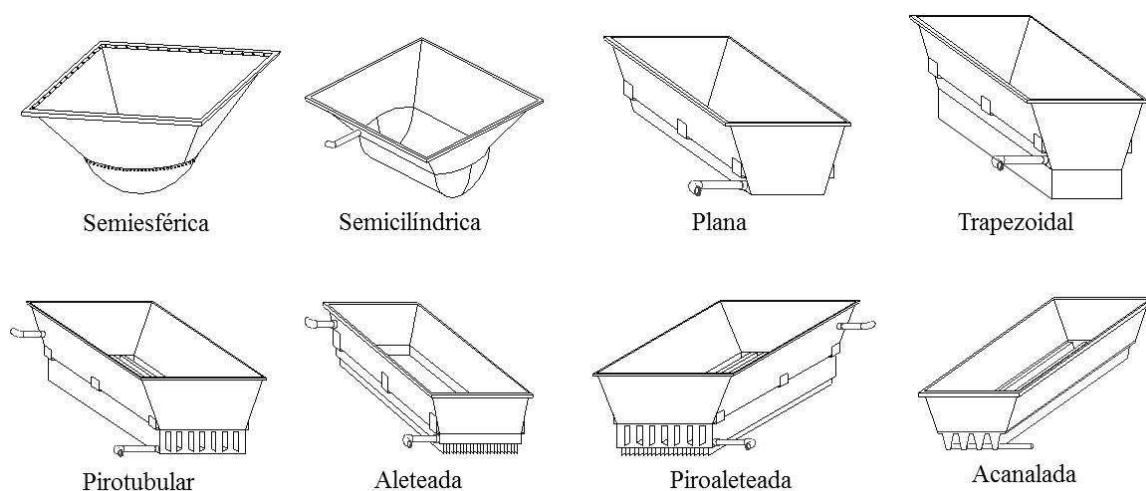


Figura 4. Diseños de pailas utilizadas para la fabricación de panela.

El tamaño de las pailas sirve como indicativo para determinar la cantidad de jugo o miel procesándose en determinada etapa. Las pailas de mayores dimensiones son aquellas donde el jugo ingresa al proceso, debido a su alto contenido de agua (80-90% m/m); tales pailas corresponden a la etapa de clarificación. Posteriormente, a medida que ocurre la evaporación de agua, el volumen del producto se va reduciendo y, por tanto, el tamaño de las pailas evaporadoras disminuye gradualmente hasta alcanzar la paila *punteadora*, donde ocurre la concentración de la miel (contenido de agua \approx 10% m/m). El tamaño de las pailas también varía proporcionalmente con la capacidad de producción de la hornilla.

Las pailas se construyen en materiales como el cobre, aluminio, hierro o acero inoxidable; mediante procesos de fundición, deformado en caliente o unión con soldadura. Las pailas preferiblemente se construyen en acero inoxidable, por ser la panela un producto para el consumo humano, ya que es resistente a la corrosión, los impactos y la abrasión, higiénico (la dura superficie metálica evita que las bacterias se adhieran y sobrevivan en ella), es neutro para los alimentos (conserva el sabor y el aspecto) y fácil de limpiar.

Las pailas se seleccionan de acuerdo a la capacidad de producción de la hornilla. Para una hornilla de baja producción se utilizan únicamente pailas semiesféricas, y por tanto el traslado manual del jugo no requiere grandes esfuerzos humanos. Por el contrario, en hornillas de capacidad alta se utilizan las pailas modificadas en sitios donde la CSST del jugo es baja (clarificación y evaporación). Al utilizar pailas modificadas se reduce el tamaño de la hornilla debido a que estas presentan una mayor relación de área de transferencia de calor por volumen de la paila.

En la actualidad hay hornillas tradicionales que constan básicamente de pailas semiesféricas, en las cuales el movimiento, del jugo y la miel, se hace manualmente con ayuda de un cazo. Sin embargo, la paila semiesférica centra su uso en la etapa de concentración, pues debido a la viscosidad de la miel el movimiento se debe realizar con el cazo, y la geometría de la paila facilita dicha actividad. La paila semicilíndrica se utiliza generalmente en la etapa de

evaporación, por tanto contiene la miel que se le suministra a la etapa de concentración. La paila plana es usada en la etapa de clarificación y, en ocasiones, para la concentración de melote, un subproducto que se obtiene de la limpieza del JCA y sirve como alimento para los animales.

Con los nuevos diseños de las pailas se ha venido dando una transición, reemplazando aquellas pailas tradicionales, principalmente de las etapas de clarificación y evaporación, por las aleteadas, pirotubulares y acanaladas. Con las pailas modificadas el transporte del jugo de un equipo a otro se realiza por gravedad a través de tubería, lo cual mejora la condición de trabajo del operario.

1.2 EVAPORACIÓN

La evaporación es la operación de concentrar una solución por ebullición del disolvente volátil en un aparato adecuado, llamado "evaporador". La evaporación también es un proceso de separación térmica en el sentido que se debe proporcionar el calor latente de vaporización del disolvente.

Esta operación se utiliza ampliamente en las industrias de alimentos, especialmente en la del azúcar (caña y remolacha), láctea, y otras. El disolvente más común es el agua, pero otras sustancias volátiles también pueden ser vaporizadas al mismo tiempo (sabores, alcoholes, amoníaco, etc.). La evaporación se realiza para reducir el volumen y peso del líquido y así, disminuir el costo de envasado, almacenamiento y transporte. La evaporación también sirve para facilitar la conservación del concentrado al disminuir la actividad del agua del producto (jarabe de azúcar, mermelada, jugo de naranja). Adicionalmente, la evaporación es a menudo un paso intermedio de un proceso global, antes de operaciones posteriores como la cristalización, precipitación, coagulación y secado [Bimbenet *et al*, 2002].

Existen diferentes tipos de evaporadores en los cuales se puede llevar a cabo la ebullición de un líquido. A continuación se describen algunos de ellos.

1.2.1 Tipos de evaporadores.

Los tipos de evaporadores se diferencian dependiendo el medio de calentamiento, la forma para lograr la agitación o circulación del líquido y la configuración de la superficie de intercambio [Perry *et al.*, 2008, Minton, 1986].

1.2.1.1 Marmita abierta o artesana.

La marmita abierta o artesa es el tipo de evaporador más antiguo; es la forma más simple como se hierva el líquido. El suministro de calor proviene de la condensación de vapor de agua en una chaqueta o en serpentines sumergidos en el líquido. En algunos casos, la marmita se calienta a fuego directo con gases de combustión (pailas). Estos evaporadores son económicos y de operación simple, pero el desperdicio de calor es excesivo. En ocasiones al equipo se le adaptan paletas o raspadores para agitar el líquido. La operación de este evaporador puede ser por lotes o continuo.

1.2.1.2 Evaporador de tubos horizontales.

En este tipo de evaporador el calentamiento se hace por condensación de vapor dentro de tubos. El evaporador opera con tubos horizontales que son inmersos en el fluido, así como el tipo "marmita abierta", no obstante la relación superficie/volumen es mayor [Leleu, 1992].

1.2.1.3 Evaporador vertical de tubo corto (Robert).

Consiste fundamentalmente en un haz de tubos en torno a un pozo "central". El vapor de calefacción se encuentra fuera de los tubos, y el líquido dentro de los tubos, los cuales son abiertos en cada extremo. Las burbujas de vapor dentro del fluido en ebullición entran a los tubos y hace que el líquido ascienda logrando de esta forma incrementar la transferencia de calor.

1.2.1.4 Evaporadores verticales de tubo largo ascendente (Kestner).

Este tipo de evaporador está equipado con tubos de 7m o más. El efecto del ascenso del líquido crea un alto esfuerzo cortante a lo largo de la superficie, que tiene implicaciones para la mejora de la transferencia de calor incluso para líquidos de alta viscosidad.

1.2.1.5 Evaporador de película descendente.

En este tipo de dispositivo el líquido a evaporar se introduce en la parte superior de tubos verticales. Luego el líquido fluye por las paredes en forma de una película delgada. El principal problema asociado con estos evaporadores es la necesidad de distribuir el líquido uniformemente en los tubos. La separación del vapor y el líquido tiene lugar en el fondo y/o al lado. Una de las ventajas es que la presión hidrostática es baja. El evaporador de película descendente se emplea para la concentración de materiales sensibles al calor (jugo de frutas) puesto que el tiempo de retención es muy pequeño y el líquido no se calienta en exceso al pasar por el evaporador.

1.2.1.6 Evaporador de múltiple efecto.

El evaporador de múltiple efecto permite reducir el consumo de energía: el vapor emitido por el producto que sale de un efecto (una unidad de evaporación) es utilizado para calentar otro efecto que opera a menor presión y temperatura.

Existen otros tipos de evaporadores utilizados en la industria, como el evaporador de placas, evaporador de película en tubos horizontales, evaporador de tubos inclinado con circulación forzada, evaporadores de flujo expandido, entre otros.

1.3 TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORADORES

Cuando se necesita transferir energía térmica a un fluido para calentarlo y hacerlo cambiar de fase, lo más común en la industria es usar otro fluido a una temperatura mayor y unas condiciones de transporte óptimas para el proceso particular. Estos dos fluidos se ponen en contacto térmico en equipos llamados "evaporadores". Para el diseño de los evaporadores se deben especificar las condiciones de operación, los fluidos y la superficie en contacto con el fluido. Para este último intervienen factores como la geometría y la aspereza de la superficie.

1.3.1 Mecanismos de transferencia de calor.

Los mecanismos de transferencia de calor se refiere a la forma como el calor se transfiere en el evaporador. En los evaporadores los principales mecanismos son: conducción y convección. La conducción es la transferencia de calor de una parte

de un cuerpo a otra parte del mismo, o de un objeto a otro en contacto físico, sin apreciable desplazamiento de las partículas. La convección es la transferencia de calor entre partes relativamente calientes y frías de un fluido por medio de mezcla. La convección se clasifica en natural y forzada. En convección natural el movimiento del fluido es el resultado de diferencias en densidad o en la temperatura. En convección forzada el movimiento es producido por medios mecánicos, como una bomba. La velocidad de transferencia de calor a través de un fluido es mayor por convección que por conducción [Kern, 1999].

1.3.2 Regímenes de flujo.

En el evaporador cuando existe movimiento del líquido (convección), se desarrolla un régimen de flujo que influye en la velocidad de transferencia de calor. Los regímenes de flujo pueden ser laminar o turbulento. A velocidades de flujo bajas se presenta un régimen llamado laminar en el cual el fluido tiende a fluir sin mezclado y las capas adyacentes se resbalan unas sobre las otras. A velocidades más altas se forman remolinos, lo que conduce a un mezclado; este flujo se denomina turbulento [Geankopolis, 1998; Kern, 1999].

1.3.3 Regímenes de ebullición.

La ebullición es un fenómeno complejo, en el cual se identifican cuatro regímenes o etapas [Incropera *et al.*, 2002]:

- En la primera etapa, el mecanismo de ebullición es esencialmente una transferencia de calor a un líquido por convección natural. Las pocas burbujas formadas se desprenden de la superficie y se elevan sin perturbar de manera apreciable la transferencia de calor.
- En la segunda etapa se forman núcleos de ebullición y la velocidad de formación de burbujas aumenta. La velocidad de circulación del líquido y la transferencia de calor se incrementan. El intercambio de calor principalmente es por la transferencia directa de la superficie al líquido en movimiento.

- En la tercera etapa o de ebullición de transición, hay formación de burbujas con tal rapidez que tienden a aglomerarse en la superficie formando una capa de vapor aislante.
- En la cuarta etapa o de ebullición de película, la superficie esta completamente cubierta por un manto de vapor. La transferencia de calor de la superficie al líquido ocurre por conducción a través del vapor.

1.3.4 Propiedades de los fluidos.

Algunas propiedades térmicas de los alimentos líquidos son necesarias para una estimación *a priori* de la transferencia de calor y los balances térmicos de un evaporador. Las propiedades generalmente varían con la concentración y la temperatura del producto.

1.3.4.1 Capacidad calorífica.

La capacidad calorífica (C_p , kJ/kg·°C) es la cantidad de energía requerida por una sustancia para aumentar un grado de temperatura. C_p es una propiedad extensiva característica de cada sustancia, y además depende de la temperatura y posiblemente de la presión [Geankopolis, 1998; Kern, 1999].

Hugot (1986), reporta una correlación de C_p para el JCA en función de la concentración en unidades de \mathcal{B} :

$$C_p = 4,1868 - 2,5121 \times 10^{-2} X \quad (1)$$

Peña (2009), logró la siguiente correlación de C_p para el JCA a partir de variedades producidas en la región de Barbosa (Santander). La correlación que obtuvo es función de la concentración y la temperatura:

$$C_p = 3,228 - 0,03 \times X + 0,226 \times \ln(T) \quad (2)$$

Rao *et al.* (2009) obtuvieron una correlación para el JCA en función de la concentración a 25°C:

$$C_p = 4,149 - 2,46 \times 10^{-2} X \quad (3)$$

1.3.4.2 Viscosidad.

La viscosidad (η , Pa·s) es un coeficiente de transporte que cuantifica la resistencia a la deformación de un fluido. El comportamiento reológico es reflejo de los cambios en la concentración, la temperatura y la presión del fluido.

La viscosidad puede clasificarse en dinámica y cinemática. La viscosidad dinámica (η) es la relación de los esfuerzos cortantes (τ) y el gradiente de velocidad (γ) en un punto. La viscosidad cinemática (ν) se define como el cociente entre la viscosidad dinámica de un fluido y su densidad.

Los fluidos se clasifican según el comportamiento de su viscosidad, en newtonianos y no newtonianos. Para los fluidos newtonianos la viscosidad es independiente del esfuerzo de corte aplicado, pero depende de la temperatura y la concentración. Para el efecto de la temperatura, generalmente se utiliza la ley de Arrhenius. Los gases y líquidos de bajo peso molecular generalmente son fluidos newtonianos. Ejemplos de este tipo de fluido son el agua y el aceite de oliva.

Los fluidos no newtonianos son aquellos donde la viscosidad varía con el gradiente de velocidad. Para este tipo de fluidos, la viscosidad se conoce generalmente como viscosidad aparente para enfatizar la distinción con el comportamiento newtoniano [Mohsenin, 1968; Perry *et al.*, 2008].

La reología es la ciencia que estudia y analiza los fenómenos de flujo y deformación de los materiales a causa de la aplicación de un esfuerzo, y sus propiedades mecánicas [Mohsenin, 1968].

Datos de viscosidad dinámica de soluciones de sacarosa y JCA han sido reportados por Perry (2008) y Hugot (1986), respectivamente.

1.3.4.3 Densidad.

La densidad (ρ , kg/m³) es la relación entre la masa y el volumen de una sustancia. Durante la ebullición la densidad de la solución que se está concentrando tiende a aumentar debido al incremento de la CSST y la disminución del volumen del líquido. [Geankopolis, 1998; Kern, 1999].

Rao *et al.* (2009) obtuvieron una correlación para el JCA en función de la concentración a 25°C:

$$\rho = 997,39 + 4,46X \quad (4)$$

Peña (2009), logró el siguiente modelo para la densidad del JCA en función de la concentración:

$$\rho = 956 - 5X \quad (5)$$

La densidad del JCA clarificado, según Pacheco *et al.* (1999) es:

$$\rho = 1000 \left(1 + X \left(X + \frac{200}{54000} \right) \right) \cdot \left(1 - 0,036 \frac{(T-20)}{(160-T)} \right) \quad (6)$$

1.3.4.4 Conductividad térmica.

La conductividad térmica (λ , W/m·°C) es la cantidad de energía necesaria por unidad de tiempo, para que un metro de material homogéneo obtenga una diferencia de 1°C de temperatura entre sus dos caras.

Rao *et al.* (2009) obtuvieron una correlación para el JCA en función de la concentración a 25°C:

$$\lambda = 0,603 - 3,3 \times 10^{-3} X \quad (7)$$

Bubník *et al.* (1995) sugirió la siguiente correlación para soluciones de sacarosa y glucosa:

$$\lambda = AX + B \quad (8)$$

Con:

$$A = 5,466 \times 10^{-8} T^2 - 1,176 \times 10^{-5} T - 3,024 \times 10^{-3} \quad (9)$$

$$B = -7,847 \times 10^{-6} T^2 + 1,976 \times 10^{-3} T + 0,563 \quad (10)$$

Riedel (1949) presentó el siguiente modelo para predecir la conductividad térmica del jugo de frutas, soluciones de azúcar y leche:

$$\lambda = (326,58 + 1,0412T - 0,00337T^2) \times (17,30 \times 10^{-4} - 9,342 \times 10^{-6} X) \quad (11)$$

1.3.4.5 Entalpía de vaporización.

La entalpía de vaporización (ΔH_v , kJ/kg) es la cantidad de energía suministrada a una unidad de masa de líquido, previamente precalentado a la temperatura de ebullición, para pasarlo a estado de vapor. Para el jugo de frutas, el calor latente de evaporación a una temperatura conocida está dada por [Rao MA *et al.*, 1999; Chen CS *et al.*, 1997]:

$$\Delta H_v = 2499 \text{EXP}(-0,001016T) \quad (12)$$

Mandani *et al.* (2000) propuso la siguiente correlación de ΔH_v para agua:

$$\Delta H_v = 2589,583 + 0,9156T - 4,8343 \times 10^{-2} T^2 \quad (13)$$

1.3.4.6 Tensión superficial.

La tensión superficial (σ , J/m² ó N/m) es el resultado de los fenómenos de atracción molecular dentro de un líquido, que se manifiesta como la cantidad de energía necesaria para aumentar su superficie por unidad de área. La tensión superficial también es la fuerza en el plano de la superficie libre del líquido por longitud formada.

La tensión superficial depende de la naturaleza del líquido en cuestión, del medio con quien tiene contacto (gas, sólido o líquido), la temperatura y la concentración de la solución. Para el agua en contacto con aire esta dada por [Sacadura, 2000]:

$$\sigma = (128 - 0,185T) \times 10^{-3} \quad (14)$$

1.3.5 Temperatura de ebullición de un líquido.

La ebullición se refiere a la temperatura del líquido a la cual su presión de vapor (P_v) se hace igual a la presión total prevaleciente en el ambiente $P_v = P_{atm}$.

La temperatura de ebullición del JCA puede ser calculada como la suma de la temperatura de saturación del agua a la presión de operación y el incremento en el

punto de ebullición debido al contenido de sólidos solubles del jugo [Jorge L.M.M. *et al.*, 2010]:

$$T_{eb} = T_{sat} + \Delta T_X \quad (15)$$

La temperatura de ebullición del agua está dada como una función de la presión atmosférica del sitio donde se realizan las pruebas (en Pascales), de acuerdo con la ecuación de Antoine [Perry *et al.*, 2008]:

$$T_{sat} = \frac{3830}{23,19 - LN(P_{atm})} - 228,32 \quad (16)$$

El incremento del punto de ebullición del jugo (ΔT_X , °C) esta dado como una función de la concentración, según Rao *et al.* (2009) por:

$$\Delta T_X = 0,2209e^{0,0557X} \quad (17)$$

1.4 COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL EVAPORADOR DE PLACA PLANA

La eficiencia del calor transferido en un evaporador, desde una fuente de energía (gases de combustión, vapor o una resistencia eléctrica) hacia el jugo que está siendo concentrado, se relaciona directamente con el coeficiente de transferencia de calor [Nindo *et al.*, 2004]. En los evaporadores la transferencia de calor se describe por la ecuación:

$$Q = UA\Delta T \quad (18)$$

Donde, A (m^2) es el área de la superficie del equipo a través de la cual ocurre la transferencia de energía, Q (W) es la energía intercambiada, ΔT (K) es una diferencia de temperatura o una fuerza motriz mediante la cual el calor se transfiere desde una fuente al líquido, y U ($W/m^2\text{°C}$) es un factor de proporcionalidad llamado *coeficiente global de transferencia de calor* [Kern, 1999]. El coeficiente U establece el área requerida del evaporador y por tanto el costo de la inversión del equipo [Peacock *et al.*, 2003]. El inverso de U es una resistencia

global conformada por la suma de cuatro resistencias en serie: la resistencia a la transferencia de calor en el lado del fluido de calentamiento ($1/h_C$), en el espesor de la pared que separa los fluidos (e/λ_p), en una eventual capa de ensuciamiento (R_E) sobre el lado del producto, y en la interfaz con el líquido en ebullición ($1/h_L$) [Adib *et al.*, 2009]:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_C} + \frac{e}{\lambda_p} + R_E + \frac{1}{h_L} \quad (19)$$

La resistencia limitante, la cual es difícil de predecir, es generalmente la que se encuentra entre la pared y el líquido en ebullición ($1/h=1/h_L+R_E$) [Kern, 1999], especialmente cuando la viscosidad del fluido se incrementa a altas concentraciones [Adib *et al.*, 2009]. El diseño de una unidad de evaporación, y por tanto su área de contacto, depende en gran medida del valor de h dado que su resistencia a la transferencia de calor es la más relevante. De esta forma, el coeficiente h , en un proceso de transferencia de calor a estado estable puede expresarse por la ley de enfriamiento de Newton:

$$Q = hA\Delta T \quad (20)$$

El coeficiente h es una función de las propiedades termofísicas del líquido, de los parámetros de proceso y de las características de la superficie de calentamiento [Chen *et al.*, 1997; Adib *et al.*, 2009]. Por consiguiente, el coeficiente h se expresa como:

$$h = f[\rho, \eta, \sigma, \dots, m_A, T_S, P, T_A, X_A, \dots, R_S, \dots etc.] \quad (21)$$

Siendo, ρ la densidad, η la viscosidad dinámica, σ la tensión superficial, m_A la rata másica de flujo, T_S la temperatura de la superficie, P la presión, T_A la temperatura del alimento, X_A la concentración del líquido, y R_S la rugosidad. Los principales parámetros de proceso que afectan la transferencia de calor en la evaporación abierta en película son: T_S , X_A , T_A y m_A [Chen *et al.*, 1997 y Adib *et al.*, 2009].

El evaporador de placa plana (EPP) permite la formación de una delgada lámina de fluido (Figura 5). El EPP consiste en una placa (espesor e) que recibe calor para mantener la temperatura uniforme (T_C) en la parte inferior.

Por la parte superior de la placa se hace circular el fluido, en forma de película, a temperatura (T_A), concentración (X_A) y rata másica (m_A). En el EPP el calor se transfiere desde la placa caliente hacia el líquido; de esta forma el fluido incrementa su temperatura hasta alcanzar su punto de ebullición (calor sensible, Q_S) y luego parte del agua contenida en este se vaporiza (calor latente, Q_L).

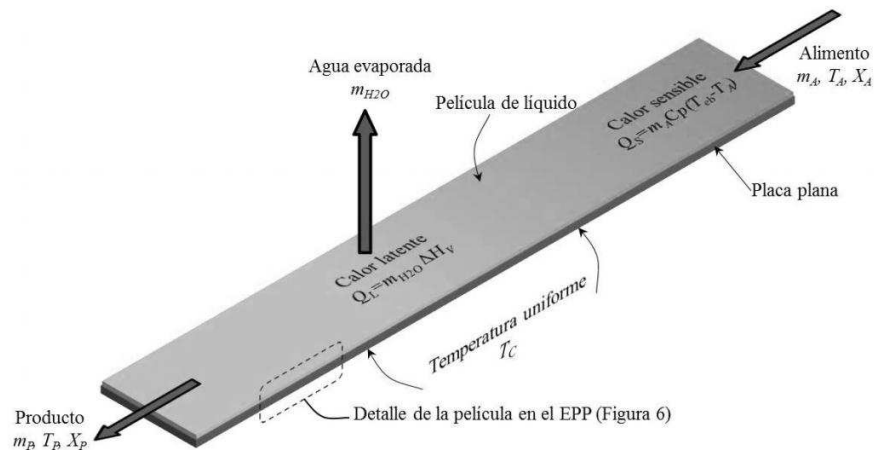


Figura 5. Evaporador de placa plana operando en película.

En este tipo de configuración, la temperatura del fluido se incrementa más rápidamente al reducir el ángulo de inclinación de la superficie, y al aumentar T_S el espesor de la película disminuye, obteniendo una mayor velocidad de transferencia de calor [Yan *et al.*, 1995]. En el evaporador de placa plana, sujeto a un flujo de calor constante y operando con agua, el coeficiente de transferencia de calor disminuye cuando se incrementa la T_A [Tsay *et al.*, 1995]. La CSST de soluciones acuosas afecta la transferencia de calor en la evaporación en película, dado que el coeficiente de transferencia de calor disminuye al incrementar la concentración del fluido [Wadekar *et al.*, 2001]. Del mismo modo, la transferencia de calor se afecta al aumentar m_A , incrementando la rata de evaporación [Nindo *et al.*, 2004] y la eficiencia del evaporador [Kang *et al.*, 2007].

En el EPP, dado que el espesor de la película es pequeño, se asume que la transferencia de calor en la dirección axial y transversal es despreciable; por consiguiente se considera que la temperatura de la película de fluido (T_L) sólo cambia longitudinalmente (Figura 6).

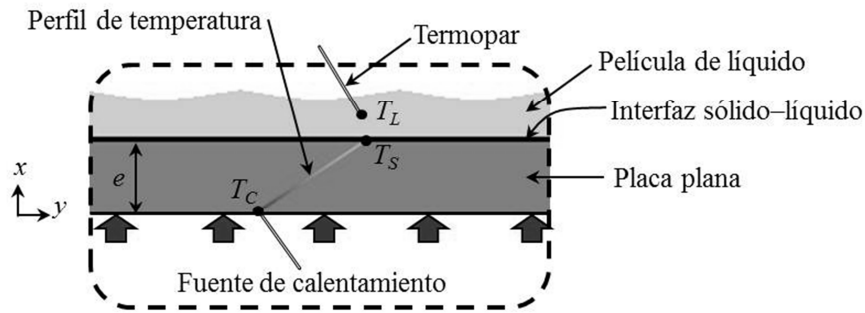


Figura 6. Corte transversal del evaporador de placa plana.

El coeficiente h del EPP se determina a partir de la ecuación 20, por tanto se requiere conocer el calor transferido al jugo (Q), el área de intercambio sobre la cual el fluido se desplaza (A) y el gradiente ΔT expresado como la diferencia entre la temperatura de la interfaz sólido-líquido (T_S) y la temperatura del líquido (T_L).

Las temperaturas T_C (parte inferior de la placa) y T_L (seno del fluido) se pueden registrar utilizando termopares (Figura 6). Por otro lado, la temperatura de la interfaz sólido-líquido (T_S) se estima a partir de la ecuación de transferencia de calor por conducción, en estado estacionario, coordenadas rectangulares, y asumiendo la conductividad térmica (λ) de la placa constante [Incropera *et al.*, 2002]:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} = 0 \quad (22)$$

En la placa la transferencia de calor se asume unidimensional en la dirección x ($\partial^2 T / \partial y^2 = 0$, $\partial^2 T / \partial z^2 = 0$) y a partir de las condiciones de frontera: $T(0) = T_C$ y $T(e) = T_S$, el perfil de temperatura en la placa se expresa como:

$$T = \frac{T_S - T_C}{e} x + T_C \quad (23)$$

La temperatura T_S se relaciona con la energía intercambiada (Q) por medio de la ley de Fourier:

$$Q = Q_S + Q_L = -\lambda A \frac{dT}{dx} = \frac{\lambda A}{e} (T_C - T_S) \quad (24)$$

El valor de Q corresponde a la suma del calor sensible (energía para el calentamiento del jugo, Q_S) y el calor latente (energía para la evaporación, Q_L). En la ecuación 24 se asume que la transferencia de calor desde la placa al líquido es directa, y por tanto las pérdidas de energía son despreciables debido a que es posible aislar la fuente de calentamiento para mitigar posibles pérdidas de calor a los alrededores.

El calor sensible no modifica la composición del jugo, solo incrementa la temperatura del fluido desde la condición del alimento (T_A) hasta su punto de ebullición (T_{eb}). El calor Q_S por unidad de rata másica del alimento se expresa en función de la capacidad calorífica del fluido (C_p) [Smith *et al.*, 1997]:

$$\frac{Q_S}{\dot{m}_A} = \Delta H = \int_{T_A}^{T_{eb}} C_p dT \quad (25)$$

Una vez el jugo alcanza su temperatura de ebullición y continúa la absorción de energía térmica, se produce la evaporación de una parte del agua contenida en éste; el vapor generado es emitido a la atmósfera y ocurre un aumento en la concentración del jugo. El proceso requiere la transferencia de una cantidad finita de calor por unidad de rata másica del agua evaporada, la cual corresponde al calor latente de vaporización (ΔH_V). Por tanto, la energía requerida en la fase de evaporación viene dada por:

$$Q_L = \dot{m}_{H_2O} \Delta H_V \quad (26)$$

Donde, \dot{m}_{H_2O} es la rata másica de agua evaporada la cual se obtiene a partir de los balances de masa alrededor del proceso:

$$\text{Balance global: } \dot{m}_A = \dot{m}_{H_2O} + \dot{m}_P \quad (27)$$

$$\text{Balance de sólidos disueltos: } X_A \dot{m}_A = X_{H_2O} \dot{m}_{H_2O} + X_P \dot{m}_P \quad (28)$$

La relación de equilibrio termodinámico establece que $X_{H_2O} \rightarrow 0$. Por tanto, de la ecuación 28 se cumple la siguiente relación:

$$\dot{m}_A = \frac{X_P \dot{m}_P}{X_A} \quad (29)$$

Remplazando la relación anterior en la ecuación 27 se obtiene la rata másica de agua:

$$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_P \left(\frac{X_P}{X_A} - 1 \right) \quad (30)$$

En el evaporador el área es constante y tiene un valor determinado, por consiguiente es posible obtener el coeficiente h a unas condiciones de operación definidas, a partir del calor intercambiado Q y la diferencia ΔT .

Comúnmente se utilizan números adimensionales para relacionar la transferencia de calor en un evaporador; a continuación se definen algunos de estos números.

1.5 RELACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORADORES CON NÚMEROS ADIMENSIONALES

Los números adimensionales se utilizan a menudo en los procesos de ingeniería para describir un problema de estudio. Algunos números adimensionales también se utilizan para estimar el coeficiente de transferencia de calor en ebullición.

A partir de un análisis dimensional se encuentra que datos experimentales de un evaporador pueden ser bien correlacionados con el coeficiente de transferencia de calor a través de números adimensionales, como Nusselt (Nu), Prandtl (Pr) y Reynolds (Re), por una ecuación del tipo (Perry *et al.*, 2008):

$$Nu = a Re^b Pr^c \quad (31)$$

Donde, a , b y c son constantes adimensionales que se determinan a partir de datos experimentales por medio de una regresión numérica.

El número de Reynolds (Re) caracteriza el régimen de flujo, y representa la relación entre las fuerzas inerciales y las fuerzas viscosas. El número de Reynolds se define por [Bird *et al.*, 2002]:

$$Re = \frac{\rho V D_h}{\eta} \quad (32)$$

Donde, V es la velocidad del fluido y D_h el diámetro hidráulico. Para una película de líquido, de ancho= b y profundidad= y , D_h se define como:

$$D_h = 4 \times \frac{\text{Área transversal de la corriente}}{\text{Perímetro mojado}} = 4 \times \frac{by}{(b+2y)} \quad (33)$$

Dado que $q = VA = Vby$ y $q = \frac{m}{\rho}$, entonces:

$$Re = \frac{\rho \left(\frac{m}{\rho by} \right) \left(\frac{4by}{b+2y} \right)}{\eta} = \frac{4m}{\eta(b+2y)} \quad (34)$$

El número de Prandtl (Pr) representa la relación entre la velocidad de difusión de la cantidad de movimiento y la velocidad de difusión de energía térmica. El número Pr se define como:

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\eta C_p}{\lambda} \quad (35)$$

En donde ν es la viscosidad cinemática y α es la difusividad térmica. El número Pr sólo depende de las características constantes físicas del producto (a cierta temperatura y concentración).

El número de Nusselt es la relación entre la transferencia de calor por convección y la transferencia de calor por conducción:

$$Nu = \frac{h D_h}{\lambda} \quad (36)$$

Donde D_h es el diámetro hidráulico definido anteriormente, λ la conductividad térmica del líquido y h el coeficiente de transferencia de calor.

1.6 MODELOS DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El desarrollo de modelos para la predicción del coeficiente de transferencia de calor es primordial para el estudio de los evaporadores. Sin embargo, las correlaciones para la predicción de h son limitadas para cada caso en particular, lo cual restringe su aplicación cuando se utilizan a otros equipos o condiciones de operación diferentes.

Al comparar correlaciones que predicen h en ebullición tipo “alberca” se encuentra una variación de 1 a 40 para líquidos viscosos, en condiciones de operación similares. Por otro lado, en evaporadores de película descendente la razón de variación entre los valores predichos de h es de 1 a 2 [Adib *et al.*, 2008]. Consecuentemente, cuando se diseñan evaporadores se debe pasar por una etapa de pruebas preliminares, para garantizar el valor del coeficiente de transferencia de calor, lo cual es un procedimiento muy costoso.

Se han desarrollado correlaciones con números adimensionales para describir la transferencia de calor en un evaporador. Por ejemplo, en un evaporador de película descendente se propuso un modelo similar a la ecuación 31 para el cálculo de h [Prost *et al.*, 2006]. Sin embargo, otro tipo de expresión algebraica entre Re , Pr y Nu , que se ajuste a los datos experimentales es válida. En el caso de un evaporador de película descendente de tubo simple a escala piloto, se propuso un modelo para estimar U , encontrando una correlación en función de Re y Pr diferente a la ecuación 31 [Chen *et al.*, 1997].

Algunos autores han correlacionado el coeficiente de transferencia de calor con variables de proceso. En un evaporador de película delgada de superficie raspada se obtuvo una correlación para U en función de unos parámetros de operación como la temperatura del vapor, la velocidad del rotor y la rata de alimento [Sangrame *et al.*, 2000]. Por otro lado, en un evaporador de película descendente operando con soluciones de azúcar se obtuvo un modelo basado sólo en parámetros de operación, demostrando que es una aproximación válida para describir la transferencia de calor en este tipo de equipos [Adib *et al.*, 2009].

2. METODOLOGÍA

La primera etapa de la investigación consistió en diseñar y construir un evaporador de placa plana que operara en película (piloto) para la medición experimental del coeficiente de transferencia de calor, garantizando la reproducibilidad de los datos bajo condiciones conocidas (m_A , T_A , T_S , X_A).

La segunda etapa fue modelar la respuesta de h mediante correlaciones, en función de los parámetros de proceso, por medio de modelos lineales y exponenciales, y se realizó un análisis estadístico con el fin de determinar la significancia de cada una de las variables sobre el coeficiente h .

2.1 EVAPORADOR DE PELÍCULA EN PLACA PLANA PILOTO

Se diseñó y construyó un equipo evaporador de placa plana a escala piloto (Figura 7 y Figura 8; Anexo B). El evaporador opera a presión atmosférica y posee una superficie plana de 1m x 0,13m x 0,004m, en acero inoxidable 316L, sobre la cual fluye el JCA. La placa se calentó por medio de una resistencia eléctrica, logrando una temperatura de la superficie constante luego de alcanzar un estado estacionario.

El equipo se ubicó en el Centro de Investigación Estación Experimental Cimpa-Corpoica (Barbosa – Santander, Colombia).

Como fluido de trabajo para el presente estudio se utilizó jugo preparado a partir de miel de caña, proveniente de un trapiche de la Hoya del Río Suárez. La miel utilizada presentó una CSST de 54^B, fue previamente clarificada con una disolución mucilaginoso de balsa, y su pH se ajustó entre 6 y 6,2 con cal. La miel se diluyó con agua hasta las diferentes concentraciones de estudio, de esta forma se simuló las propiedades del JCA.

El jugo fue remplazado luego de sucesivos calentamientos, debido a que durante el proceso de evaporación se presentan fenómenos químicos y fisicoquímicos, como la hidrólisis de la sacarosa, los cuales modifican la composición y las propiedades de los sólidos disueltos en el jugo.

El evaporador consistió en un tanque de almacenamiento (1) en el cual se preparó el JCA. La CSST del JCA se midió con un refractómetro digital *Pocket PAL-1 ATAGO 0-53%*.

Por medio de un control de nivel *EBC 52920* (3) y la válvula solenoide (4) se permitió el flujo del JCA al tanque de abastecimiento (2), logrando una cabeza estática constante en dicho tanque. El tanque de abastecimiento (2) se acondicionó con una resistencia eléctrica con control *Autonics TC4S* (6), para el calentamiento del JCA.

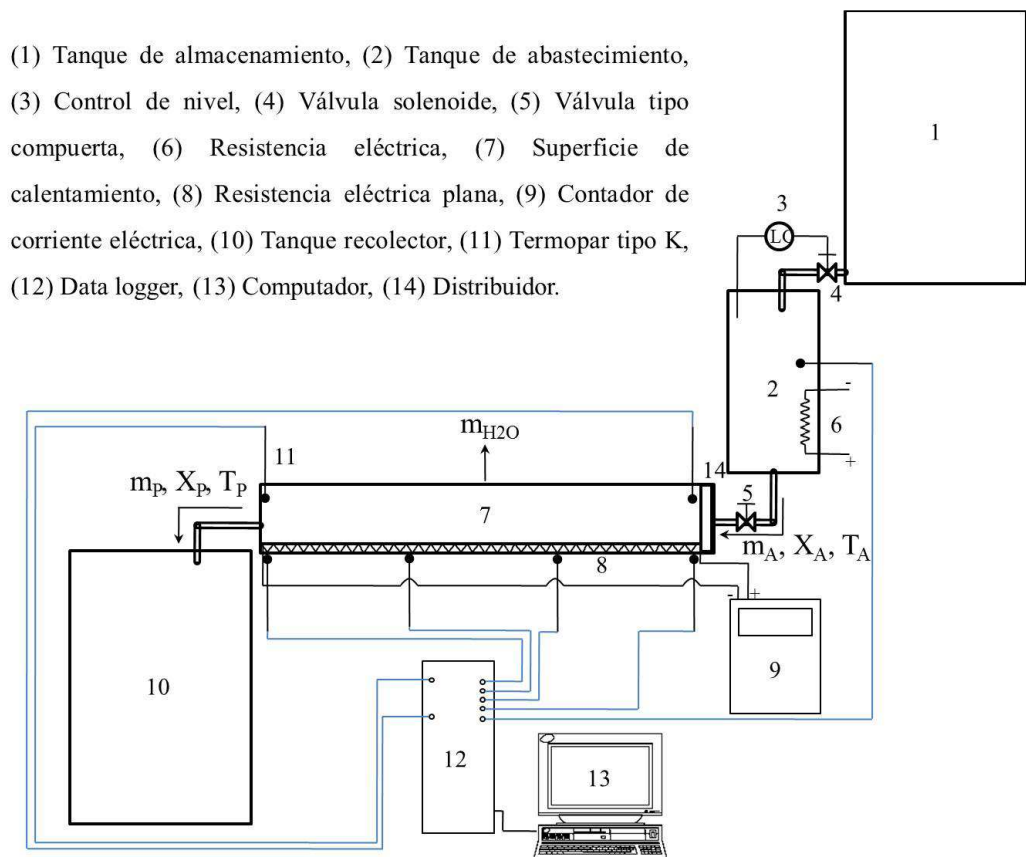


Figura 7. Esquema del evaporador de película en placa plana a escala piloto.

Posteriormente, el JCA se hizo fluir sobre la placa plana (7) del evaporador en forma de película por rebosamiento del líquido. La inclinación de la placa de calentamiento se fijó a 0° para asegurar su completa humectación. Debajo de la superficie de la placa de acero se colocó una resistencia eléctrica plana de 5,5kW con control *Autonics TC4S* (8) para mantener la temperatura a un valor constante. La resistencia eléctrica fue adecuadamente aislada con espuma de poliuretano para reducir las pérdidas de energía hacia el ambiente.



Figura 8. Evaporador de película en placa plana a escala piloto.

El JCA concentrado fue depositado en la parte inferior del evaporador en un tanque recolector (10). Durante la experimentación se realizaron mediciones, cada 3 min, de la CSST y del volumen del producto. Para CSST superiores a 53°B se utilizó un refractómetro digital *Pocket PAL-2 ATAGO 45-93%*. Los tanques utilizados en el montaje fueron construidos en acero inoxidable.

Las temperaturas se registraron cada 30s mediante once termopares tipo K (11) con precisión de operación de $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$. Los termopares se conectaron a un registrador de datos *multiplexor* (12) y simultáneamente a un computador (13), para visualizar *in situ* los diferentes cambios de temperatura. El tiempo de estabilización de las temperaturas fue de 15min, el cual fue suficiente para garantizar el estado estable.

2.2 MODELO DE CÁLCULO DEL COEFICIENTE h

A partir de las temperaturas, volúmenes y concentraciones registradas en el evaporador, se determinó h con la ecuación 20. Para determinar el flujo másico del JCA concentrado a la salida del evaporador se utilizó la correlación de densidad propuesta por Peña (2009) (ecuación 5), donde $\rho = m_p/V_p$:

$$m_p = V_p (956 - 5X_p) \quad (37)$$

El calor intercambiado (Q) en el evaporador esta dado como la suma del calor sensible y el calor latente. Para calcular el calor sensible se utilizó la ecuación 25, en la cual la capacidad calorífica del JCA es una función de la concentración dada por la ecuación de Hugot (1986):

$$Q_s = \dot{m}_A (4,1868 - 2,5121 \times 10^{-2} X_A) (T_{eb} - T_A) \quad (38)$$

La temperatura de ebullición del JCA (T_{eb}) se obtuvo a partir de la ecuación 15. En Barbosa-Santander, el lugar donde se realizaron las pruebas experimentales, la presión atmosférica es de $P_{atm} = 84253\text{Pa}$, entonces la temperatura de saturación del agua es de $T_{sat} = 94,93^{\circ}\text{C}$. De esta forma, la temperatura de ebullición del JCA se calculó como una función de la concentración:

$$T_{eb} = 94,93 + 0,2209 e^{0,0557 X_A} \quad (39)$$

El calor latente se determinó con la ecuación 26, donde ΔH_V es una función únicamente de la temperatura dada, por Rao MA *et al.* (1999) y Chen CS *et al.* (1997) (ecuación 12):

$$Q_L = \dot{m}_{H_2O} (2499 \text{EXP}(-0,001016T)) \quad (40)$$

El calor latente de vaporización se calculó con una temperatura promedio entre la condición de ebullición (T_{eb}) y la de salida del fluido (T_S).

La temperatura de la superficie se determinó a partir de la ecuación 24, una vez se conoció la energía intercambiada (Q), el área de la placa normal a la dirección de la transferencia de calor $A=1\text{m} \times 0,13\text{m}=0,13\text{m}^2$, la conductividad térmica del acero inoxidable $\lambda=15\text{Wm}^{-1}\text{C}^{-1}$, y el espesor de la pared $e=0,004\text{m}$. Despejando la temperatura de la superficie y reemplazando los respectivos valores se obtuvo:

$$T_S = T_C - 2,05 \times 10^{-3} \dot{Q} \quad (41)$$

Para el cálculo de T_S se utilizó un valor promedio de los datos medidos experimentalmente de T_C a lo largo de la placa, lo cual fue posible hacerlo gracias al control de temperatura de la placa plana.

Por otro lado, la temperatura del líquido (T_L) para calcular la diferencia de temperatura, se calculó como un promedio de los datos experimentales de las temperaturas medidas a la entrada y salida del evaporador:

$$T_L = \frac{T_A + T_P}{2} \quad (42)$$

Conociendo el calor intercambiado (Q), la diferencia de temperatura ($\Delta T = T_S - T_L$) y el área de contacto (A), se calculó el coeficiente de transferencia de calor en el lado del líquido con la ecuación 20:

$$h = \frac{Q}{A(T_S - T_L)} \quad (43)$$

2.3 DESARROLLO EXPERIMENTAL

Las variables de operación que influyen en el proceso de evaporación del JCA son: la temperatura de la superficie, la concentración y temperatura del alimento, y el flujo másico del jugo. El flujo de calor en el EPP está directamente relacionado

con la temperatura de la superficie, ya que a medida que T_S se incrementa hay un mayor suministro de energía (Q) al JCA. Por otro lado, en el proceso de elaboración de panela ocurre un cambio de la concentración del jugo alimentado a la etapa de evaporación, dado que el JCA proviene de una etapa previa (clarificación) en la cual, durante su limpieza, una parte del agua que contiene es evaporada. Adicionalmente, cuando se transfiere el jugo de la etapa de clarificación a la de evaporación hay un descenso de la temperatura del jugo. Una variable que también influye en el proceso de evaporación, de acuerdo a la configuración del EPP, es el flujo másico del jugo. Por tanto, es adecuado estudiar la influencia de estas variables sobre la transferencia de calor en el EPP.

El campo experimental para conocer la variación del coeficiente de transferencia de calor, en el evaporador de placa plana operando en película, como una función de los parámetros de operación (m_A , T_A , T_S , X_A), se muestra en la Tabla 1. Se utilizó un diseño factorial completo, por lo cual se realizaron 108 experimentos ($3 \times 4 \times 3 \times 3 = 108$). El plan de experimentos completo se muestra en el Anexo A.

Tabla 1. Factores, niveles y campo de estudio para el diseño experimental.

Factor	Niveles	Campo de estudio
X_A , concentración de sólidos solubles (°B)	3	18 – 24 – 30
m_A , rata másica (kg/h)	4	5,7 – 10,6 – 18,3 – 38,4
T_S , temperatura de la superficie (°C)	3	140,8 – 160,5 – 181,1
T_A , temperatura del alimento (°C)	3	60 – 75 – 90

El desarrollo matemático y estadístico se realizó en *Microsoft Excel* y *StatGraphics Centurión XV* versión 15.2.06. Se construyó un sistema de ecuaciones con las 108 pruebas y se resolvió por el método de mínimos cuadrados, obteniendo las constantes de los modelos. Para los modelos no lineales se utilizó el método de Marquardt (1963). El método de Marquardt realiza una interpolación óptima entre el método de linealización (Método de Gauss-Newton) y el método del gradiente (o

steepest-descent). La aproximación del método de Marquardt está basada en la máxima vecindad, donde la aproximación de Taylor de primer orden da una adecuada representación del modelo no lineal.

El análisis de sensibilidad de los modelos se hizo mediante: a) pruebas de hipótesis de la regresión para verificar la significancia de los términos independientes en el modelo, b) análisis de varianza que permite analizar la significancia del modelo, c) calidad de ajuste en la regresión a través del coeficiente R^2 , d) análisis gráfico entre los valores experimentales y los obtenidos por el modelo.

En el presente capítulo se describió el evaporador (piloto) y los equipos de medición para deducir experimentalmente h , controlando las variables m_A , T_A , T_S , X_A en un determinado campo de estudio. En el capítulo 3 se muestran los resultados experimentales, su interpretación y modelamiento, los cuales se basan en el plan de experimentos completo y el modelo de cálculo para h planteado en este capítulo.

3. RESULTADOS

En este capítulo se estudia el efecto de cada parámetro de operación (m_A , T_A , T_S , X_A) sobre el coeficiente de transferencia de calor (h) en el proceso de evaporación del JCA en el evaporador de placa plana. Una vez explicado el comportamiento de cada uno de los factores, se formulan modelos y sus respectivos análisis para encontrar finalmente las mejores condiciones de operación del EPP.

3.1 EFECTO DEL FLUJO DE CALOR Y LA CONCENTRACIÓN DEL ALIMENTO SOBRE EL COEFICIENTE h

En la Figura 9 se presenta la influencia de la diferencia de temperatura (ΔT) sobre el coeficiente h ; a diferentes concentraciones de alimento (X_A).

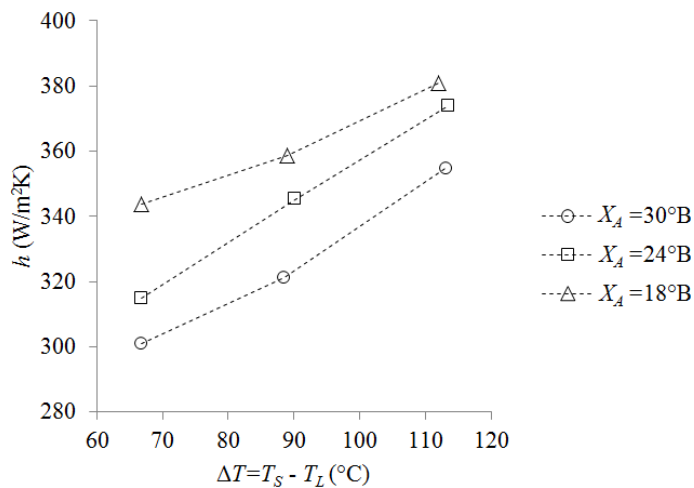


Figura 9. Variación de h en función de ΔT a $m_A=38,4kg/h$, $T_A=60^{\circ}C$.

A medida que se incrementa ΔT el coeficiente h aumenta, mientras que al aumentar X_A el coeficiente h disminuye. Durante el proceso de evaporación se apreció que las burbujas generadas por la ebullición del JCA eran arrastradas en el flujo de la película líquida. El movimiento de las burbujas en el fluido favorece la

transferencia de calor por convección. Dado que las burbujas se forman en sitios de nucleación, los cuales corresponden a rugosidades de la superficie y la presencia de sólidos en el líquido [Bouman *et al.*, 1993 y Chen *et al.*, 1997], un incremento de dichos sitios favorece la transferencia de calor. Por otro lado, los sitios de nucleación se activan a una mayor temperatura, lo cual conduce a que al aumentar ΔT se mejore la transferencia de calor en el EPP. El incremento del coeficiente h al cambiar ΔT desde su nivel bajo al alto fue de 15,8% en promedio, lo cual indica que la sensibilidad de h con ΔT no puede ser despreciada.

Por otro lado, cuando se modifica la concentración de un líquido sus propiedades térmicas cambian. Al aumentar X_A , la viscosidad y la densidad del JCA se incrementan y la conductividad térmica disminuye: dando lugar a una disminución de la tasa de transferencia de calor [Valentas *et al.*, 1997]. No obstante, el cambio en la densidad del fluido favorece la convección natural, sin embargo es un efecto pequeño comparado con la convección forzada debido al movimiento del líquido. De otro lado, el JCA tiene una presión de vapor menor que la del agua pura. Consecuentemente, a una presión dada el punto de ebullición de la solución es más alto que para el agua. La temperatura de ebullición del JCA aumenta cuando las concentraciones X_A son mayores, y por consiguiente se requiere incrementar la transferencia de calor.

El efecto de ΔT , sobre el cambio en la concentración de sólidos solubles (ΔX) en el EPP, a diferentes CSST del alimento, se presenta en la Figura 10. Al aumentar ΔT y la concentración X_A , el gradiente ΔX se incrementa. El calor suministrado al JCA es utilizado para elevar su temperatura (hasta la saturación) y para la evaporación del agua. Partiendo del modelo propuesto por Hugot (1986) (ecuación 1), la capacidad calórica del JCA es función lineal de X_A . Por consiguiente, un incremento en la concentración del alimento conlleva una necesidad de calor sensible menor y por ende se genera una disponibilidad de energía para ser aprovechada como calor latente, dando lugar a un producto con mayor concentración.

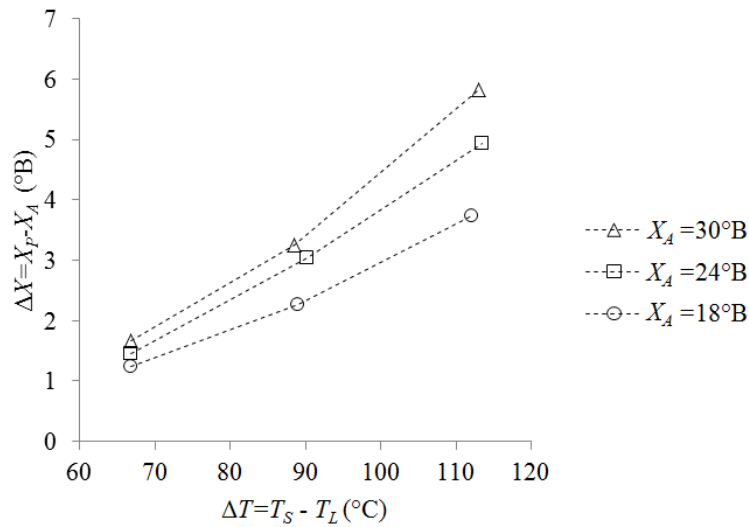


Figura 10. Variación de ΔX en función de ΔT a $m_A=38,4\text{kg/h}$, $T_A=60^\circ\text{C}$.

Cuando se incrementa ΔT ocurre un aumento en ΔX , lo cual se debe a que la fuerza motriz para la transferencia de calor crece y por tanto a temperaturas mayores se beneficia la evaporación del agua.

Se observa que a temperaturas bajas los valores del gradiente de concentración ΔX presentan poca variación para todas las X_A . Sin embargo, al aumentar la temperatura, el valor de ΔX crece más rápidamente a concentraciones altas. Los sitios de nucleación se activan a altas temperaturas, tanto en la superficie y como en los sólidos del jugo. Por tanto, una CSST alta del alimento favorece el aumento de los sitios de nucleación, y junto con el efecto de temperatura alta de la superficie se obtienen mayores concentraciones del jugo a la salida.

El JCA a bajas CSST presenta un comportamiento similar al del agua, cuando se realiza el proceso de evaporación en una configuración de película en placa plana. Los valores de h encontrados en el presente estudio son del orden de magnitud a los reportados en la literatura científica; entre $285,7\text{W/m}^2\text{K}$ y $370,4\text{W/m}^2\text{K}$ [Tsay *et al.*, 1995; Kang *et al.*, 2007].

Para visualizar mejor los resultados de la concentración del alimento, en la Figura 11 se muestra la influencia de X_A sobre el coeficiente h y la diferencia ΔX , a diferentes ΔT .

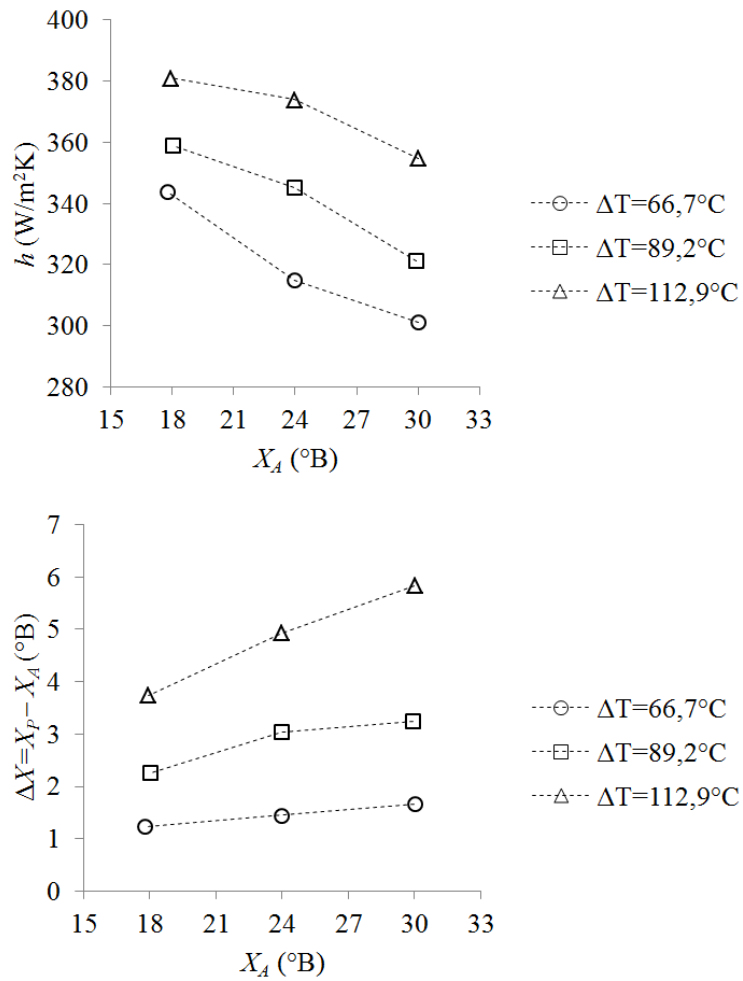


Figura 11. Variación de h y ΔX en función de X_A a $m_A=38,4\text{kg/h}$, $T_A=60^{\circ}\text{C}$

La tendencia de h es a disminuir cuando se aumenta X_A , lo cual se explica por el cambio de las propiedades térmicas al concentrar el jugo; este comportamiento es similar al encontrado por Pacheco *et al.* (1999), el cual desarrolló correlaciones para el coeficiente de transferencia de calor en función de la concentración del soluto. La disminución del coeficiente h al cambiar X_A desde su nivel bajo hasta el alto fue de 11,1% en promedio, por tanto la sensibilidad de X_A para el coeficiente h es importante.

Por otro lado, al incrementar la concentración del alimento la diferencia ΔX aumenta. La sensibilidad del cambio de la concentración es más alta cuando ΔT

es mayor; el incremento de ΔX es del 35,8% para $\Delta T=66,7^{\circ}\text{C}$, 43,2% para $\Delta T=89,2^{\circ}\text{C}$ y 56,3% para $\Delta T=112,9^{\circ}\text{C}$.

En el proceso de evaporación del JCA, el coeficiente h se favorece por una diferencia de temperatura (ΔT) alta y una concentración del alimento baja. Sin embargo, debido a que el proceso requiere un cambio de concentración alto (ΔX) es conveniente utilizar una concentración del alimento mayor, manteniendo ΔT alta.

3.2 EFECTO DEL FLUJO MÁSIKO SOBRE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL EVAPORADOR DE PLACA PLANA

La influencia del flujo másico del alimento, sobre el coeficiente h y el gradiente ΔX en el evaporador de película delgada en placa plana se presenta en la Figura 12.

Se observa que h se incrementa directamente con los aumentos de m_A ; sin embargo a elevadas concentraciones X_A el coeficiente disminuye. La transferencia de calor se ve favorecida por el movimiento del fluido; el diámetro de las burbujas estalladas disminuye y el número de ellas se incrementa al aumentar el flujo másico del jugo, favoreciendo la transferencia de calor [Adib *et al.*, 2008]. Por otro lado, al aumentar el flujo el espesor de la película se incrementa, y este último es proporcional a la tasa de transferencia de calor [Kang *et al.*, 2007]. En el rango de estudio, a medida que el flujo aumenta y la viscosidad disminuye con la concentración X_A se incrementa la tasa de transferencia de calor obteniéndose mayores coeficientes de transferencia de calor [Quinn *et al.*, 2010; Kang *et al.*, 2007]. Es posible notar que para un mismo flujo m_A y para las tres concentraciones X_A , el porcentaje de incremento en el valor del coeficiente h es pequeño y oscila alrededor de 5,8%, lo cual indica que efecto del flujo es mayor que el de X_A .

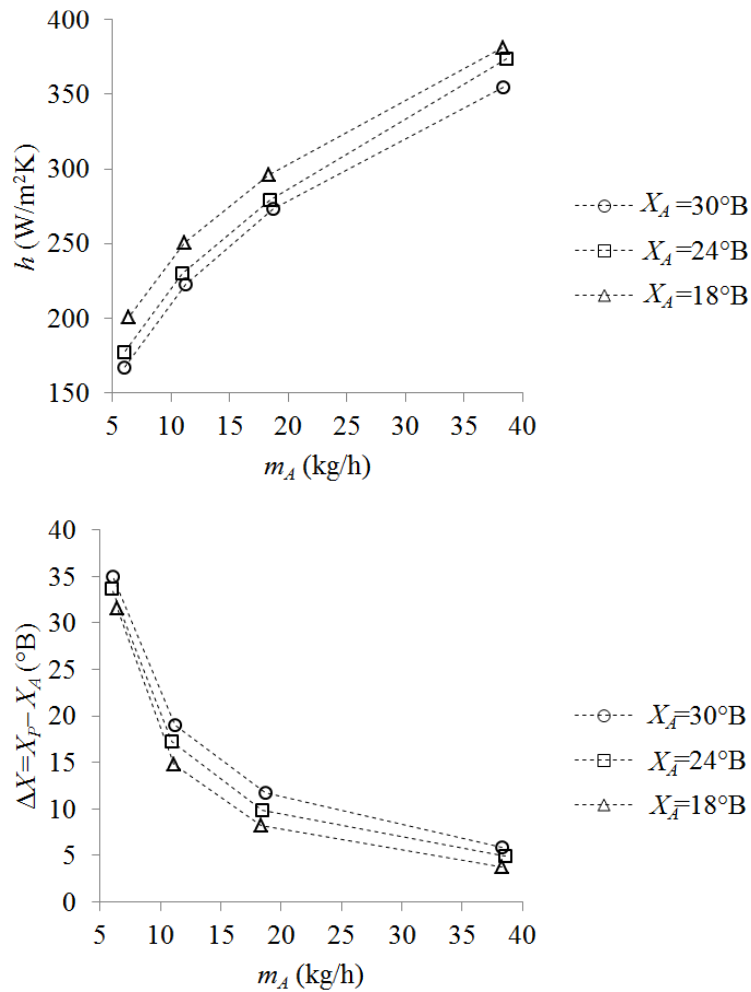


Figura 12. Variación de h y ΔX en función de m_A , a $T_S=181,2^\circ C$, $T_A=60^\circ C$.

Al incrementar el flujo másico del JCA se favorece el coeficiente de transferencia de calor, no obstante la diferencia de CSST entre la entrada y la salida (ΔX) presenta una relación inversa con m_A (Figura 12), por lo cual ΔX disminuye drásticamente debido a que el jugo fluye más rápidamente sobre la superficie caliente y por tanto el tiempo de residencia no es suficiente para lograr grandes cambios en la concentración de salida. También se observa que al aumentar la concentración del alimento se favorece ΔX , comportamiento similar al descrito anteriormente para esta variable.

3.3 EFECTO DE LA TEMPERATURA DEL ALIMENTO SOBRE EL COEFICIENTE h

En la Figura 13 se muestra la influencia de la temperatura del alimento (T_A) sobre el coeficiente h y el gradiente ΔX , a $T_S=180,2^\circ\text{C}$, $X_A=18^\circ\text{B}$ y varios flujos másicos del alimento.

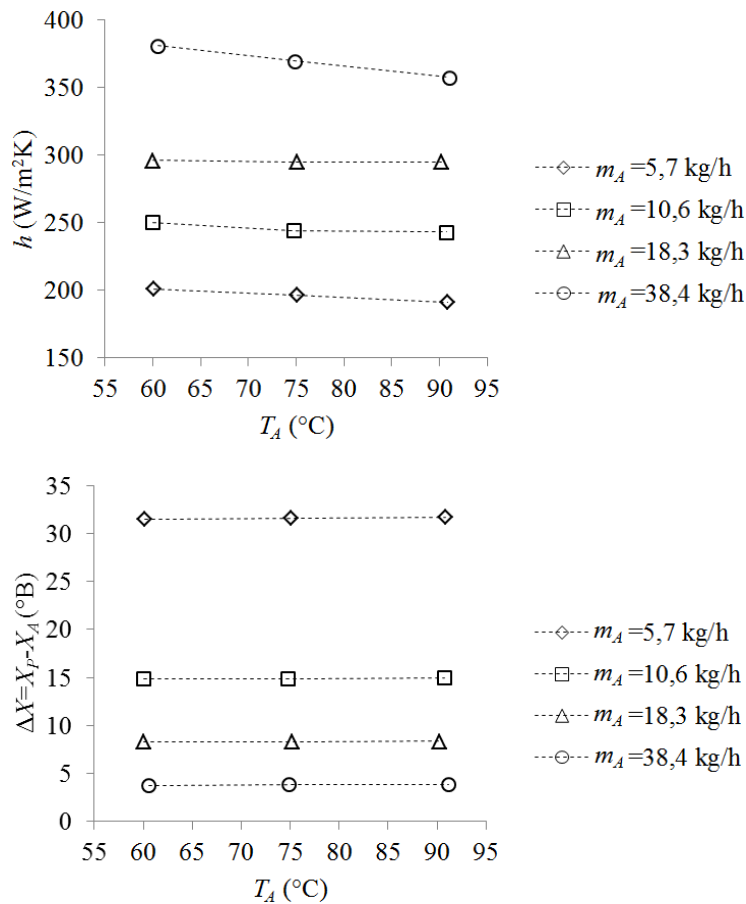


Figura 13. Variación de h y ΔX en función T_A a $T_S=180,2^\circ\text{C}$, $X_A=18^\circ\text{B}$.

Al aumentar T_A el coeficiente h disminuye. A una temperatura de la superficie constante, se reduce la fuerza impulsora para la transferencia de calor cuando se incrementa la temperatura del alimento y por tanto el coeficiente de transferencia de calor disminuye. Sin embargo, la sensibilidad de T_A con respecto a h es muy baja, la cual se hace más notable cuando el flujo m_A es alto (para $m_A=38,4\text{kg/h}$ el

porcentaje de decremento es del 6,2%, mientras que para los otros flujos másicos la variación es menor del 3% en promedio).

Cuando se aumenta la temperatura T_A hay un incremento de ΔX , sin embargo el incremento de la concentración oscila alrededor de 1,4%. También es posible notar que al disminuir el flujo másico la diferencia ΔX aumenta. Cuando se alimenta el JCA con una T_A alta, la energía (calor sensible) que se requiere para alcanzar la temperatura de saturación (punto de ebullición) disminuye, permitiendo de esta forma que una mayor parte del calor suministrado al jugo se aproveche en el cambio de fase del agua para la evaporación, logrando un aumento de la concentración del jugo a la salida del evaporador.

La variación de la energía intercambiada como calor (Q_S : sensible y Q_L : latente), en función del m_A y T_A se presenta en la Figura 14. Para un mismo flujo másico, al aumentar T_A la diferencia de temperatura disminuye y por tanto Q_S se reduce. Por otro lado, la variación de Q_L es menor del 3% en promedio, por tanto el calor total transferido (Q) se afecta principalmente por Q_S . Por consiguiente, el calor Q disminuye al incrementar la temperatura del alimento para un mismo flujo másico de JCA, obteniendo un menor valor de la proporción $Q/\Delta T$, y por tanto un menor valor del coeficiente h . Por otra parte, al incrementar la temperatura del alimento se retira más solvente y se forma más rápidamente jugo con mayor CSST, contribuyendo a la disminución del valor de h [Bhargava *et al.*, 2008].

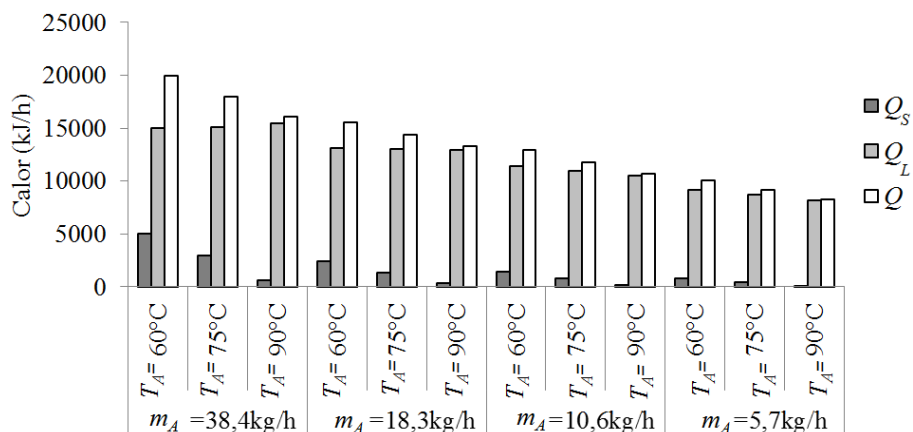


Figura 14. Energía intercambiada como calor sensible, latente y total, en función de m_A y T_A .

3.4 MODELO EXPERIMENTAL DEL COEFICIENTE h

El conjunto de datos experimentales (Anexo A), correspondientes a los 108 ensayos, se ajustó a modelos estadísticos que permitieran representar la funcionalidad del coeficiente h con respecto a los parámetros de operación estudiados de la siguiente forma:

$$h = f[m_A, T_A, X_A, T_S] \quad (44)$$

Para determinar el coeficiente h , en el rango de operación listado en la Tabla 1, se examinaron dos modelos de regresión: a) lineal y b) exponencial:

Modelo lineal:

$$h = 145,27 - 2,73X_A + 4,72m_A - 0,30T_A + 0,66T_S \quad (R^2 = 0,931) \quad (45)$$

Modelo exponencial:

$$h = 31,85X_A^{-0,242}m_A^{0,344}T_A^{-0,0952}T_S^{0,449} \quad (R^2 = 0,981) \quad (46)$$

El valor de R^2 es el coeficiente de determinación y representa la variabilidad del modelo respecto al coeficiente h . Se encuentra que la mejor concordancia del modelo con los datos experimentales se obtiene con el modelo exponencial, lo cual está de acuerdo con los modelos reportados en la literatura [Adib *et al.*, 2008].

La sensibilidad de h para cada variable en la ecuación 45 está dada como su coeficiente multiplicado por el cambio en el dominio de cada parámetro de operación (Tabla 1). Por tanto, las principales variaciones de h se deben a X_A , m_A y T_S . Por otro lado, en la ecuación 46 el exponente de cada variable muestra su sensibilidad con respecto al coeficiente h , confirmando que las variaciones observadas de h son principalmente debido a X_A , m_A y T_S .

En las Figura 15 y Figura 16 se muestra la comparación entre los valores experimentales de h versus los calculados usando los modelos lineal y exponencial. Se observa una mejor reciprocidad de los datos para el modelo

exponencial. Para el modelo lineal hay una amplia dispersión de los datos en todo el rango del coeficiente h , mientras que al utilizar el modelo exponencial se incrementa la aproximación al valor experimental, no obstante a coeficientes h altos se incrementa la dispersión.

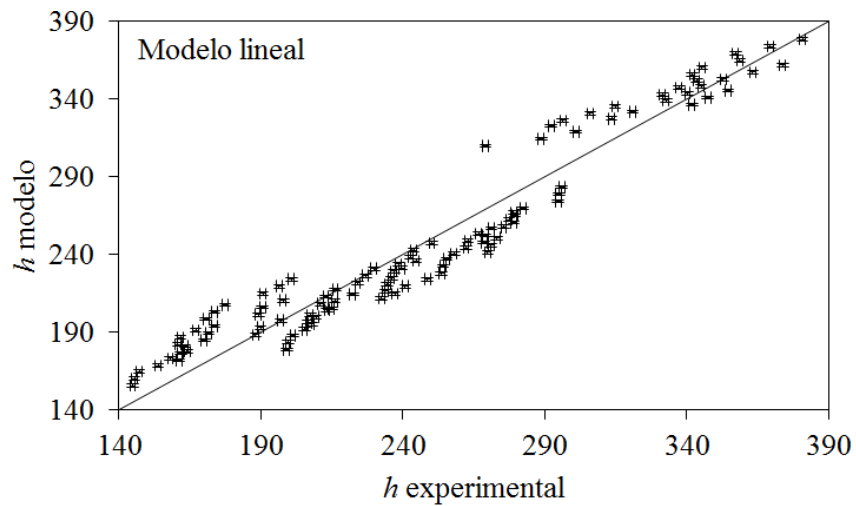


Figura 15. Valores de h calculados Vs. experimentales (modelo lineal).

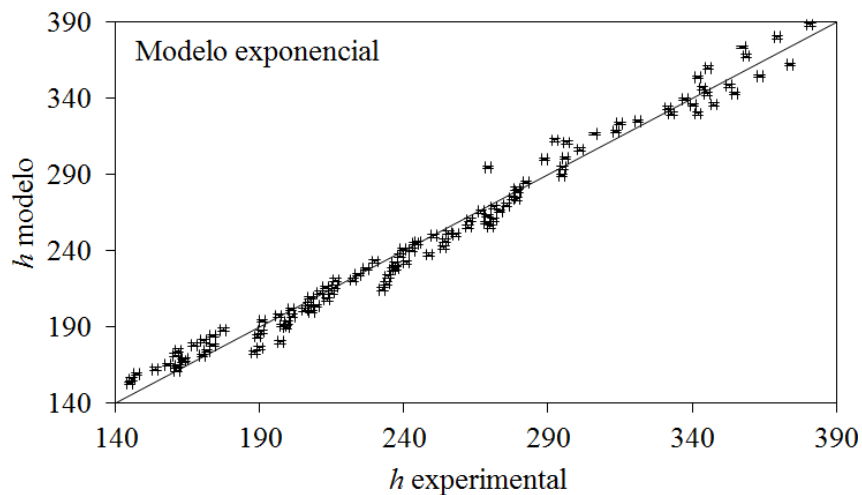


Figura 16. Valores de h calculados Vs. experimentales (modelo exponencial).

Un análisis de varianza (ANOVA) para el coeficiente h permitió determinar la influencia de las posibles interacciones entre las variables de operación, incluyendo los efectos individuales y dobles (producto de dos variables). Se obtuvo el siguiente modelo con 15 coeficientes:

$$h = 415,1 - 11,6X_A + 7,3m_A - 0,4T_A - 1,6T_S + 0,1X_A^2 - 0,0067X_Am_A - 0,0049X_AT_A + 0,027X_AT_S - 0,14m_A^2 - 0,015m_AT_A + 0,03m_AT_S + 0,0026T_A^2 + 0,0006T_AT_S + 0,003T_S^2 \quad (47)$$

El modelo anterior obtuvo un $R^2=0,992$. La comparación entre los valores experimentales de h versus los calculados se muestra en la Figura 17.

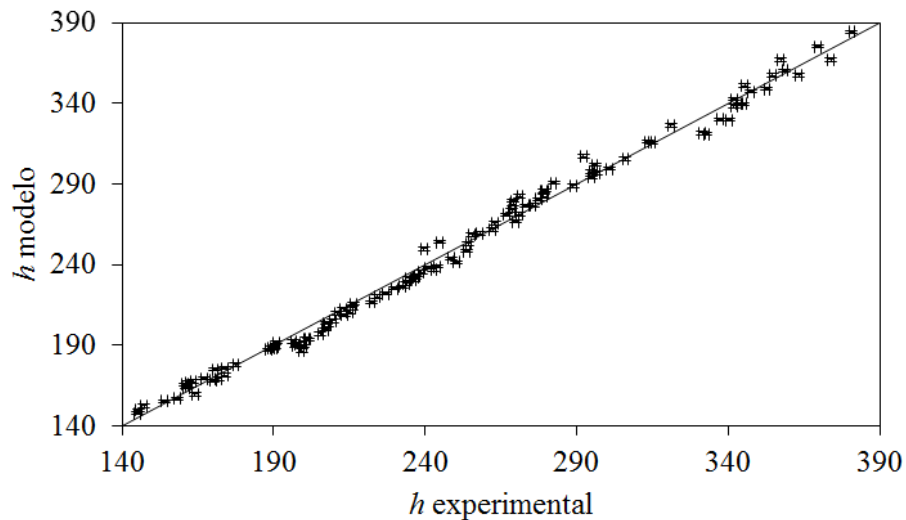


Figura 17. Valores de h calculados Vs. experimentales (ecuación 47).

El incremento de R^2 de la ecuación 47, respecto al de las ecuaciones 45 y 46, muestra claramente un mejor ajuste del modelo, el cual se ve reflejado en una menor dispersión de los datos en la Figura 17. Con el propósito de simplificar el modelo de la ecuación 47 se realizó un análisis de varianza para h , el cual se presenta en la Tabla 2.

A partir del análisis de varianza se encontraron nueve fuentes de variación con un valor-P menor que 0,05 (nivel de confianza del 95%), indicando que son estadísticamente significativos para la respuesta. Por tanto, se descartaron las fuentes de variación con valor-P mayor a 0,05 de la ecuación 47. Un diagrama de Pareto estandarizado para el modelo resultante se muestra en la Figura 18.

Tabla 2. Análisis de varianza para *h*.

Fuente de variación	Suma de Cuadrados	Grados de Libertad	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
A: X_A	18025,6	1	18025,6	496,85	0,0000
B: m_A	379606,0	1	379606,	10463,28	0,0000
C: T_A	1919,44	1	1919,44	52,91	0,0000
D: T_S	15765,5	1	15765,5	434,55	0,0000
AA	332,767	1	332,767	9,17	0,0032
AB	17,585	1	17,585	0,48	0,4880
AC	9,37217	1	9,37217	0,26	0,6125
AD	513,39	1	513,39	14,15	0,0003
BB	20028,4	1	20028,4	552,05	0,0000
BC	571,29	1	571,29	15,75	0,0001
BD	4142,85	1	4142,85	114,19	0,0000
CC	7,95418	1	7,95418	0,22	0,6407
CD	1,70253	1	1,70253	0,05	0,8290
DD	33,3626	1	33,3626	0,92	0,3401
Error total	3374,03	93	36,2799		
Total (corr.)	422437,	107			

R-cuadrada = 99,2%
 Error estándar de estimación = 6,023

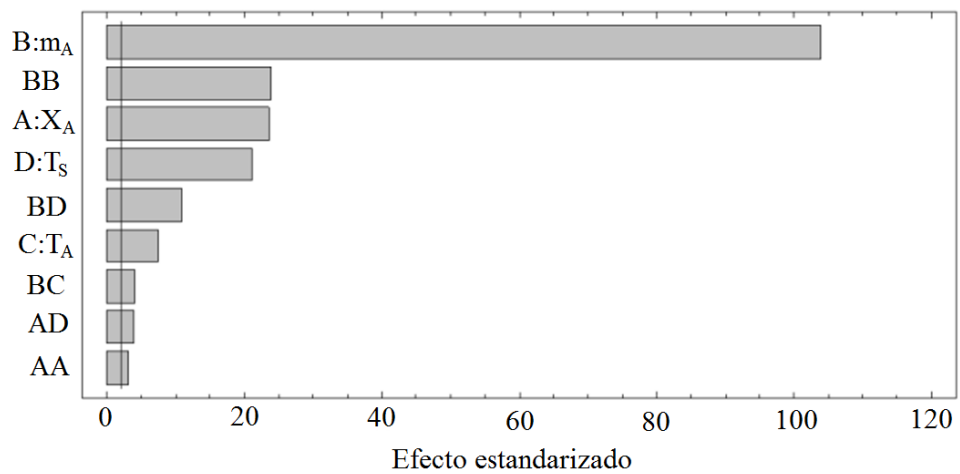


Figura 18. Diagrama de Pareto estandarizado para *h*.

En el diagrama de Pareto de la Figura 18 se muestra que los efectos resultantes son estadísticamente significativos dado que se encuentran fuera del nivel de confianza (5%). Por tanto, el modelo ajustado resulta:

$$h = 329,6 - 12,1X_A + 7,16m_A - 0,022T_A - 0,56T_S + 0,1X_A^2 + 0,027X_AT_S - 0,14m_A^2 - 0,015m_AT_A + 0,03m_AT_S \quad (48)$$

El modelo anterior presentó un $R^2=0,992$. El efecto de T_A sobre h es el más bajo en relación con el de las otras tres variables (X_A , m_A y T_S), sin embargo se mantiene su influencia de forma individual y en interacción con el flujo másico, lo cual permite una mejor correlación con los datos experimentales.

La comparación entre los valores experimentales de h para JCA versus los calculados usando la ecuación 48 se muestra en la Figura 19. Se observa que la dispersión de los datos, en todo el rango del coeficiente h , se reduce significativamente y por tanto se logra una mejor exactitud de la estimación del valor de h con el modelo simplificado.

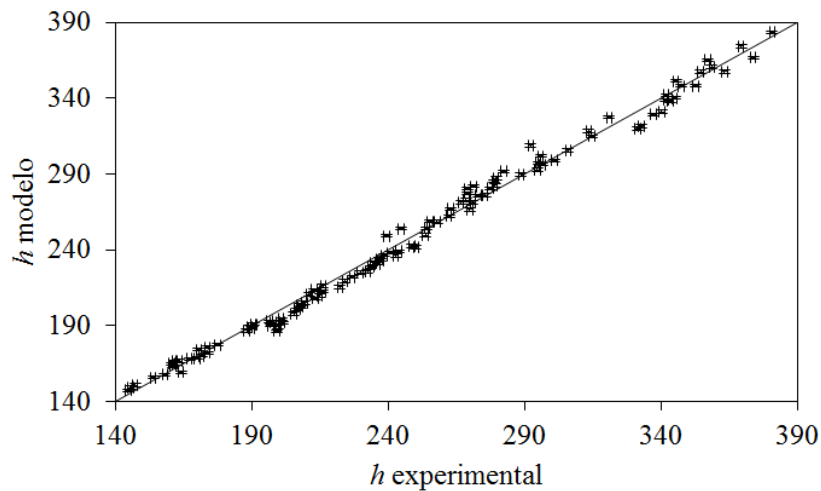


Figura 19. Valores de h calculados Vs. experimentales (ecuación 48).

3.5 MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL EVAPORADOR DE PLACA PLANA CON NÚMEROS ADIMENSIONALES

Se correlacionó la transferencia de calor en el EPP a partir de números adimensionales, por medio de una ecuación similar a la ecuación 31:

$$Nu = a Re^b Pr^c$$

Los números adimensionales se calcularon a partir de las condiciones de entrada al EPP. Las constantes a , b y c se determinaron por regresión, obteniendo el siguiente modelo:

$$Nu = 0,344 Re^{0,402} Pr^{0,413} \quad (R^2 = 0,946) \quad (49)$$

El valor de R^2 es aceptable para la correlación de los datos, sin embargo el valor es menor que el obtenido para el modelo basado en los parámetros de operación (ecuación 48). El número Nu se incrementa cuando Re y Pr aumentan, lo cual está de acuerdo con las correlaciones encontradas en la literatura [Ahmed y Kaparthi, 1963; Chung y Seban, 1971]. Al graficar los valores obtenidos por el modelo versus los experimentales (Figura 20) se observa que no hay una clara correlación de los datos. Esto se debe a que en el número Re , para un mismo flujo másico, el diámetro hidráulico y la velocidad del líquido se mantienen constantes. Por tanto las variaciones del modelo son introducidas por las propiedades del líquido (densidad y viscosidad) y por el número Pr , que depende sólo de las propiedades del líquido. Por otro lado, debido a que para el desarrollo del modelo se tomaron las condiciones de entrada, las variaciones en las propiedades no cambian significativamente, excepto para la viscosidad. Por tanto, las variaciones en el presente modelo se deben principalmente al flujo másico y a la viscosidad, lo cual se muestra en la gráfica por la separación de la nube de datos en cuatro grupos correspondientes a los niveles del flujo másico del jugo del diseño de experimentos.

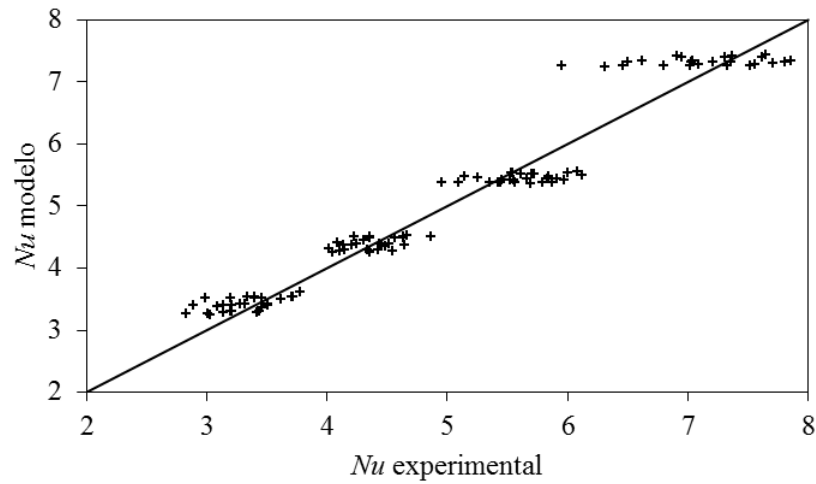


Figura 20. Valores de Nu calculados Vs. experimentales.

3.6 MEJORES CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL EVAPORADOR DE PLACA PLANA

De acuerdo a lo analizado anteriormente, en el EPP es conveniente tener coeficientes h grandes, pero al mismo tiempo se debe conservar un cambio en la CSST alto para garantizar que la evaporación se desarrolle eficientemente. Por tanto, es pertinente conocer la variación de ΔX con los parámetros de operación estudiados:

$$\Delta X = f[m_A, T_A, X_A, T_S] \quad (50)$$

Los datos se ajustaron por regresión a un modelo exponencial, obteniendo:

$$\Delta X = 4,82 * 10^{-8} X_A^{0,31} m_A^{-1,083} T_A^{0,0335} T_S^{4,07} \quad (R^2 = 0,994) \quad (51)$$

La comparación de los datos calculados por el modelo versus los experimentales de ΔX se muestra en la Figura 21. Se muestra un adecuado ajuste de los datos en todo el rango explorado, por tanto es apropiado utilizar la correlación para la predicción de ΔX .

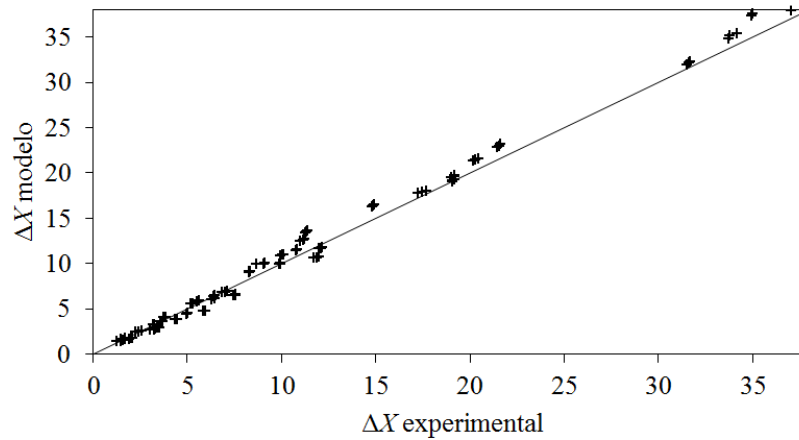


Figura 21. Valores de ΔX calculados Vs. experimentales.

Una vez conocidas las variaciones de h y ΔX con los parámetros de operación, se maximizaron las correlaciones simultáneamente para encontrar las mejores condiciones de operación. Utilizando optimización de múltiples respuestas para las dos funciones (h , ecuación 48 y ΔX , ecuación 51), en el rango de estudio, es posible encontrar la combinación de los parámetros de operación que maximiza la función de deseabilidad (d_i) [Domínguez, 2006]:

$$d_i = 1 - \frac{M_i - Y_i}{M_i - Y_i^-} \quad (52)$$

Donde M_i representa el objetivo de cada respuesta (máximos obtenidos de h y ΔX), Y_i es el valor de la respuesta presente y Y_i^- es la cota inferior de la respuesta (mínimos obtenidos de h y ΔX). Al desarrollar la función de deseabilidad para cada respuesta (h y ΔX), se puede obtener un valor global de la deseabilidad (D), dada por la media geométrica [Derringer, 1994]:

$$D = \sqrt{d_h d_{\Delta X}} \quad (53)$$

Donde, d_h es la deseabilidad para el coeficiente de transferencia de calor y $d_{\Delta X}$ es la deseabilidad para el cambio de concentración de sólidos solubles. En la Tabla 3 se muestran las mejores condiciones de operación y las respectivas respuestas para el coeficiente h y el gradiente ΔX en el EPP.

Tabla 3. Mejores condiciones del EPP en el campo de estudio.

	Variable	Valor
Parámetro de operación	X_A (°B)	18,0
	T_A (°C)	60,0
	T_S (°C)	181,0
	m_A (kg/h)	11,1
Respuesta	h (W/m ² K)	245,5
	ΔX (°B)	18,5

Las mejores condiciones encontradas para h y ΔX son coherentes con lo analizado anteriormente para cada parámetro de operación. Las variables concentración y temperatura del alimento se encuentran en su nivel bajo, con una temperatura de la superficie en su nivel más alto, y un valor del flujo másico del jugo (cercano a su segundo nivel) que permite alcanzar la mejor condición de operación para h y ΔX .

En la Figura 22 se muestra un diagrama de contornos de la superficie de respuesta de acuerdo a la deseabilidad. A medida que el color toma una intensidad roja la deseabilidad aumenta, lo cual indica que los valores de h y ΔX tienden a la mejor condición de operación. Se observa que hay una región deseada (de color rojo) en la cual el EPP podría operar manteniendo $X_A=18^\circ\text{B}$ y $T_A=60^\circ\text{C}$ constantes, logrando de esta forma unos valores adecuados para el coeficiente h y el gradiente ΔX .

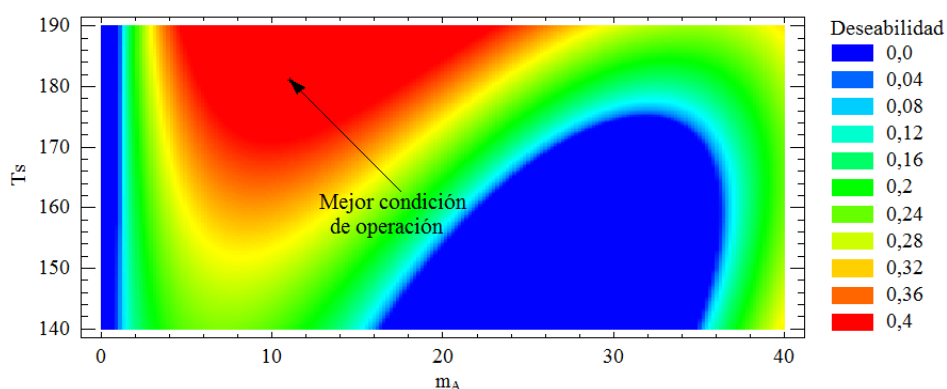


Figura 22. Contornos de la superficie respuesta, a $X_A=18^\circ\text{B}$ y $T_A=60^\circ\text{C}$.

CONCLUSIONES

El proceso de evaporación del JCA, realizado en un evaporador de película en placa plana, se logró describir a través del coeficiente de transferencia de calor (h) a partir de los parámetros de operación estudiados (T_S , X_A , T_A y m_A). La evaporación del JCA se favoreció en un EPP, dado que se obtuvieron valores del coeficiente h entre $140\text{W/m}^2\text{K}$ y $380\text{W/m}^2\text{K}$, los cuales son mayores que los reportados para la evaporación en pailas ($11,2\text{W/m}^2\text{K}$ a $150,5\text{W/m}^2\text{K}$, Tiwari *et al.*, 2003).

En el proceso de evaporación del JCA llevado a cabo en el EPP, para las condiciones de estudio, el coeficiente h se favoreció por una temperatura de la superficie alta y una concentración del alimento baja. Sin embargo, debido a que el proceso de evaporación se beneficia a medida que ΔX aumenta, es conveniente utilizar una concentración del alimento mayor, manteniendo la temperatura T_S alta. Adicionalmente, la disminución de la temperatura del alimento contribuyó al coeficiente h , pero la variación fue muy pequeña, igualmente el cambio del gradiente ΔX con respecto a esta variable fue bajo. Por otro lado, el incremento del flujo de alimento del JCA favoreció al coeficiente h , no obstante a flujos muy altos el gradiente ΔX disminuye considerablemente.

El coeficiente h se correlacionó con los parámetros de operación (T_S , X_A , T_A y m_A) mediante regresiones y un análisis de varianza. El modelo exponencial presentó un mejor ajuste de los datos respecto al lineal. Sin embargo, luego de encontrar las interacciones entre las variables de operación fue posible lograr una mayor concordancia del modelo con los datos experimentales, lo cual mejoró la exactitud de la predicción para el valor del coeficiente h .

La transferencia de calor en el EPP se correlacionó a través de números adimensionales. El modelo presentó un valor de R^2 adecuado para la predicción de Nu , y por tanto del coeficiente h . No obstante, el modelo mostró una mayor variabilidad de la respuesta que al correlacionarlo con los parámetros de operación.

Es viable realizar la evaporación del JCA en un EPP en rangos de temperatura menores que los de una hornilla tradicional, los cuales pueden encontrarse entre 340°C y 900°C. Lo anterior indica que en el tipo de configuración del EPP se consigue un mejor aprovechamiento de la energía calórica que en las pailas. A futuro, la implementación de un EPP en el proceso de elaboración de panela reduciría el tamaño de los evaporadores y disminuiría el consumo del BCA.

RECOMENDACIONES

A partir de los resultados obtenidos en este estudio sobre el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor en un evaporador de película en placa plana, se considera importante realizar ensayos en un equipo que sea abastecido energéticamente por bagazo y utilice jugo de caña de azúcar puro. Lo anterior permitiría el avance consecutivo hacia una etapa de implementación del evaporador de placa plana en el proceso de elaboración de panela.

Evaluar el impacto social, ambiental y económico relacionado con la implementación de un sistema de evaporación en película de placa plana en una hornilla panelera tradicional.

Dado que en el evaporador de película en placa plana se mejora la transferencia de calor en comparación con las pailas, el consumo del bagazo de caña se reduciría. Por tanto, es conveniente realizar estudios sobre el aprovechamiento de esta biomasa residual, lo cual podría generar ingresos adicionales y beneficiar a la economía del proceso.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Adib Tarif Ali, Heyd Bertrand, Vasseur Jean. *Experimental results and modeling of boiling heat transfer coefficients in falling film evaporator usable for evaporator design*, *Chemical Engineering and Processing* 48 (2009) 961–968.
- [2] Adib Tarif Ali, Vasseur Jean. *Bibliographic analysis of predicting heat transfer coefficients in boiling for applications in designing liquid food evaporators*. *Journal of Food Engineering* 87 (2008) 149–161.
- [3] AGRONET: Red de Información y Comunicación Estratégica del Sector Agropecuario. Disponible en: <http://www.agronet.gov.co/agronetweb/>. Fecha de consulta: 2 de Febrero de 2012.
- [4] Ahmed, S. Y., & Kaparathi, R. (1963). *Heat transfer studies of falling film heat exchangers*. *Indian Journal of Technology*, 1, 377–381.
- [5] Amosun A., Gbabo A., Wada A.C. *Open Pan Sugar Processing Technology: An Option for Developing Countries*, *SUGAR TECH* (2000), 2 (1-2): 19 - 22.
- [6] Anwar SI. *Fuel and energy saving in open pan furnace used in jaggery making through modified juice boiling/concentrating pans*. *Energy Conversion and Management*, 2010; 51:360.
- [7] Bhargava R., Khanam S., MohantyB., Ray A.K. *Simulation of flat falling film evaporator system for concentration of black liquor*. *Computers and Chemical Engineering* 32 (2008) 3213–3223.
- [8] Bimbenet, J. J., Duquenoy, A., & Trystram, G. (2002). *Génie des procédés alimentaires*. Paris: Dunod.
- [9] Bird Byron, Stewart Warren, Lightfoot Edwin. *Transport phenomena. Second Edition*. Jhon Wiley & Sons, Inc. 2002.

- [10] Bouman, S., Waalewijn, R., De Jong, P., Van Der Linden, H.J.L.J., 1993. *Design of falling – film evaporator in the dairy industry. Journal of the Society of Dairy Technology* 46 (3), 100–106.
- [11] Bubník Z., Kadlec P., Urban D., Bruhns M., *Sugar Technologists Manual* (Bartens, Berlín, 1995), p. 155.
- [12] Chen CS, Hernandez E. 1997. *Design and performance evaluation of evaporation. In Handbook of Food Engineering Practice*, Valentas KJ, Rotstein E, Singh RP (eds). CRC: Boca Raton, FL, 211–251.
- [13] Chen H. y Jebson R.S. *Factors affecting heat transfer in falling films evaporators*. Trans IChemE, Vol 75, Part C, June 1997.
- [14] Chung & Seban (1971). *Transactions of ASME, Journal of Heat Transfer, Section C*, 93, 391.
- [15] Derringer G. *A Balancing Act: Optimizing a product's properties. Quality Progress*, 51-58 (1994).
- [16] Domínguez Jorge. Optimización simultánea para la mejora continua y reducción de costos en procesos. *Ingeniería y Ciencias*, ISSN 1794-9165. Volumen 2, número 4, páginas 145-162. 2006
- [17] Espinal C. y Martínez H., Documento de trabajo No.57. La cadena agroindustrial de la panela en Colombia, una mirada global de su estructura y dinámica, 1991–2005. Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural. Observatorio Agrocadenas Colombia.
- [18] FAO: *Food and Agriculture Organization of the United Nations*. Disponible en: <http://faostat.fao.org/site/567/default.aspx>. Fecha de consulta: 16 de Febrero de 2012.
- [19] García H., Albarracín L., Toscano A., Santana N. e Insuasty O. Guía tecnológica para el manejo integral del sistema productivo de caña panelera,

Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria, 2007.

[20] Geankoplis, C.J., 1998. Procesos de transporte y operaciones unitarias. Editorial Continental, S. A. 3ª edición. México

[21] Gordillo G. y García H. Manual para el diseño y operación de hornillas paneleras. Convenio de investigación y divulgación para el mejoramiento de la industria panelera ICA–Holanda Cimpa, Barbosa, 1992.

[22] Grantham Ejo. *An alternate use of sugarcane-the open pan sugar process and its dual roles of rural development and cane supply regulation*, Proc S Afr Sug Technol Ass (2001) 75.

[23] Holman J. P. Transferencia de calor. ISBN 0-07-0229618-9. Mc Graw Hill. 1999.

[24] Hugot, E. *Handbook of Cane Sugar Engineering*, third ed. Elsevier, Amsterdam, 1986

[25] Incropera, F.P., Dewitt, D.P. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, 5th ed. John Wiley & Sons, Hoboken. 2002.

[26] Jorge L.M.M., Righetto A.R., Polli P.A., Santos O.A.A., Filho R. Maciel. *Simulation and analysis of a sugarcane juice evaporation system. Journal of Food Engineering* 99 (2010) 351–359.

[27] Kang B.H., Kim K.H. y Lee D-Y. *Fluid flow and heat transfer on a falling liquid film with surfactant from a heated vertical surface. Journal of Mechanical Science and Technology* 21 (2007) 1807-1812.

[28] Kern Donald Q. Procesos de transferencia de calor. McGraw Hill, 1999.

[29] Kumar Anil y Tiwari G.N. *Effect of shape and size on convective mass transfer coefficient during greenhouse drying (GHD) of Jaggery. Journal of Food Engineering* 73 (2006) 121–134.

- [30] Leleu, R. (1992). *Evaporation. In Techniques de L'ingénieur, Traité Génieet Procédés Chimiques*, J 2320, 1 - 12.
- [31] Mandani F., Ettouney H., El-Dessouky H. *LiBr-H₂O absorption heat pump for single-effect evaporation desalination process. Desalination* 128 (2000) 161–176.
- [32] Marquardt, D. W. (1963), *An algorithm for least squares estimation of nonlinear parameters, Journal of The Society For Industrial and Applied Mathematics* 2, 431,441.
- [33] Minton, E. P., (1986). *Handbook of evaporation technology. Noyes publication: Mill Road, Park Ridge, New jersey.*
- [34] Mosquera S., Carrera J., Villada H. *Variables that affect the quality of the processed panela in the department of cauca*, Facultad de Ciencias Agropecuarias Universidad del Cauca, Popayán., Vol 5 No.1 Marzo 2007.
- [35] Mujica M.V., Guerra M. y Soto N. Efecto de la variedad, lavado de la caña y temperatura de punteo sobre la calidad de la panela granulada. *Interciencia* Vol. 33 N° 8, 2008.
- [36] Nindo C. I., Tang J., Powers J. R. y and Bolland K. *Energy consumption during Refractance Window® evaporation of selected berry juices. Int. J. Energy Res.* 2004; 28:1089–1100 (DOI: 10.1002/er.1017).
- [37] Pacheco C.R.F., César C.A., y Song T.W. *Effect of the solute concentration on the performance of evaporator. Chemical Engineering and Processing* 38 (1999) 109–119.
- [38] Peacock, S. D., & Love, D. J. (2003). *Clear juice heater- Do we need them? International sugar journal*, 105, 1260, 582-588.
- [39] Peña A. Determinación de propiedades fisicoquímicas de jugos y mieles de caña panelera. Universidad Nacional de Colombia. Programa de Especialización en Ciencia y Tecnología de Alimentos. Bogotá D.C. 2009.

- [40] Perry R. H., Green, D. W. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th ed. McGraw-Hill. 2008.
- [41] Prost, J.S., Gonzalez, M.T., Urbicain, M.J., 2006. *Determination and correlation of heat transfer coefficients in a falling film evaporator*. *Journal of Food Engineering* 4 (73), 320–326.
- [42] Quinn G., Cetegen B.M. *Effect of surfactant addition on boiling heat transfer in a liquid film flowing in a diverging open channel*. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 53 (2010) 245–253.
- [43] Rao Jagannadha P.V.K., Das Madhusweta, Das S.K. *Changes in physical and thermo-physical properties of sugarcane, palmyra-palm and date-palm juices at different concentration of sugar*. *Journal of Food Engineering* 90 (2009) 559–566.
- [44] Rao MA, Vitali AA. 1999. *Fruit juice concentration and preservation*. In *Handbook of Food Preservation*, Rahman MS (ed.). Marcel Dekker: New York, 218–233.
- [45] Riedel, L. (1949). *Measurements of the thermal conductivity of sugar solution, fruits juices and milk*. *Chem. Ing. Tech.*, 21,340-341.
- [46] Rodríguez G., La panela en Colombia frente al nuevo milenio, Corpoica – Fedepanela, Manual de Caña de Azúcar, 2000.
- [47] Sacadura, J. F. (2000). *Initiation aux transferts thermiques* (6th ed, PP. 34-35). TEC &DOC: London Paris New York.
- [48] Sangrame, G., Bhagavathi, D., Thakare, H., Ali, S., & Das, H. (2000). *Performance evaluation of a thin film scraped surface evaporator for concentration of tomato pulp*. *Journal of food engineering*, 43, 205-211.
- [49] Sardeshpande Vishal R., Shendage D.J., Pillai Indu R. *Thermal performance evaluation of a four pan jaggery processing furnace for improvement in energy utilization*. *Energy* 35 (2010) 4740-4747.

- [50] Singh R.D., Badoo B., Singh A.K. y Anwar S.I. *Performance evaluation of two pan furnace for jaggery making*. IE(I) Journal-AG Volume 90, June 2009.
- [51] Smith J.M., Van Ness H.C., Abbott M.M. *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. Quinta edición. McGrawHill, 1997.
- [52] Thakur, A.K., 1999. *Potential of jaggery (Gur) manufacturing in Punjab state*. In: *Proceedings of the National Seminar on Status, Problems and Prospects of Jaggery and Khandsari Industry in India*. Indian Institute of Sugarcane Research, Lucknow, pp. 70–76.
- [53] Tiwari G.N., Kumar Sanjeev y Prakash Om. *Study of heat and mass transfer from sugarcane juice for evaporation*. *Desalination* 159 (2003) 8 1-96.
- [54] Tsay Y.L. y Lin T.F. *Evaporation of a Heated Falling Liquid Film into a Laminar Gas Stream*. *Experimental Thermal and Fluid Science* 1995; 11:61-71.
- [55] Uppal SK, Sharma S. *Evaluation of different methods of jaggery (Gur) storage in subtropical region*. *Indian J Sugarcane Technol* 1999;14(1):17–21.
- [56] Valentas Kenneth J., Rotstein Enrique y Singh R. Paul. *Handbook of food engineering practice*. ISBN 0-8493-8694-2. CRC Press, 1997.
- [57] Wadekar Vishwas V. y Hills Peter D. *Evaporative heat transfer to solutions containing dissolved solids: effect of vapour-liquid equilibrium and mass transfer*. *Trans IChemE*, Vol 79, Part A, May 2001.
- [58] Yan Wei-Mon y Soong Chyi-Yeou. *Convective heat and mass transfer along an inclined heated plate with film evaporation*. *Inf. J. Heat Mass Transfer*. Vol. 38, No. 1, pp. 1261-1269, 1995.

ANEXOS

ANEXO A. Resultados experimentales obtenidos en el evaporador de película en placa plana para el jugo de caña de azúcar.

X_A (°B)	m_A (kg/h)	T_A (°C)	T_S (°C)	Re	Pr	Nu	h (W/m ² K)
18	5,7	60	140,8	39,93	7,69	2,99	197,17
18	5,7	60	160,5	74,08	7,69	4,23	197,98
18	5,7	60	181,1	124,52	7,61	5,55	200,87
18	5,7	75	140,8	258,77	7,59	6,91	190,01
18	5,7	75	160,5	50,69	6,05	3,20	190,65
18	5,7	75	181,1	92,37	6,00	4,31	196,60
18	5,7	90	140,8	159,18	5,97	5,54	188,30
18	5,7	90	160,5	328,06	5,97	6,96	189,30
18	5,7	90	181,1	64,70	4,85	3,71	190,89
18	10,6	60	140,8	116,58	4,89	4,56	234,66
18	10,6	60	160,5	194,22	4,89	5,62	238,69
18	10,6	60	181,1	407,53	4,85	7,31	250,34
18	10,6	75	140,8	49,09	5,81	2,89	233,90
18	10,6	75	160,5	93,63	5,80	4,09	236,97
18	10,6	75	181,1	157,13	5,84	5,26	243,96
18	10,6	90	140,8	322,43	5,92	6,50	232,61
18	10,6	90	160,5	59,94	4,71	3,10	236,17
18	10,6	90	181,1	112,32	4,74	4,14	242,88
18	18,3	60	140,8	195,90	4,75	5,15	271,35
18	18,3	60	160,5	412,11	4,70	6,62	282,40
18	18,3	60	181,1	73,86	3,93	3,51	296,03
18	18,3	75	140,8	136,92	3,93	4,46	269,16
18	18,3	75	160,5	235,26	3,89	5,45	279,67
18	18,3	75	181,1	501,48	3,85	7,03	295,10
18	18,3	90	140,8	54,62	4,76	2,83	268,69
18	18,3	90	160,5	108,56	4,74	4,02	279,19
18	18,3	90	181,1	190,26	4,71	5,09	294,82
18	38,4	60	140,8	395,38	4,76	5,96	343,61
18	38,4	60	160,5	65,94	3,88	3,03	358,77
18	38,4	60	181,1	129,08	3,89	4,05	380,85
18	38,4	75	140,8	231,70	3,88	4,96	337,40
18	38,4	75	160,5	487,25	3,88	6,32	345,53
18	38,4	75	181,1	81,97	3,22	3,42	369,48
18	38,4	90	140,8	157,45	3,22	4,36	331,56
18	38,4	90	160,5	279,76	3,23	5,36	342,00
18	38,4	90	181,1	591,11	3,22	6,81	357,32
24	5,7	60	140,8	40,52	7,69	3,34	163,52

X_A (°B)	m_A (kg/h)	T_A (°C)	T_S (°C)	Re	Pr	Nu	h (W/m ² K)
24	5,7	60	160,5	73,64	7,66	4,36	173,88
24	5,7	60	181,1	122,89	7,65	5,70	177,52
24	5,7	75	140,8	260,63	7,52	7,37	161,93
24	5,7	75	160,5	51,03	6,04	3,40	171,73
24	5,7	75	181,1	96,48	5,91	4,36	173,89
24	5,7	90	140,8	156,23	6,03	5,73	161,20
24	5,7	90	160,5	329,08	5,95	7,62	170,18
24	5,7	90	181,1	65,57	4,83	3,72	170,74
24	10,6	60	140,8	118,53	4,84	4,64	213,45
24	10,6	60	160,5	192,22	4,86	5,84	216,32
24	10,6	60	181,1	408,16	4,88	7,65	229,91
24	10,6	75	140,8	48,71	5,84	3,14	209,52
24	10,6	75	160,5	91,68	5,85	4,25	213,03
24	10,6	75	181,1	154,76	5,87	5,55	227,01
24	10,6	90	140,8	331,81	5,80	7,04	207,99
24	10,6	90	160,5	60,74	4,74	3,29	211,09
24	10,6	90	181,1	113,67	4,70	4,21	224,20
24	18,3	60	140,8	192,77	4,74	5,53	258,13
24	18,3	60	160,5	408,99	4,70	7,36	266,78
24	18,3	60	181,1	74,37	3,88	3,51	279,11
24	18,3	75	140,8	138,23	3,91	4,52	244,79
24	18,3	75	160,5	235,45	3,92	5,67	263,04
24	18,3	75	181,1	493,84	3,92	7,21	277,58
24	18,3	90	140,8	54,56	4,76	3,01	239,61
24	18,3	90	160,5	107,59	4,73	4,15	262,35
24	18,3	90	181,1	189,72	4,72	5,45	275,65
24	38,4	60	140,8	402,51	4,70	6,46	314,86
24	38,4	60	160,5	68,44	3,88	3,20	345,19
24	38,4	60	181,1	129,65	3,92	4,11	373,87
24	38,4	75	140,8	232,07	3,87	5,43	306,14
24	38,4	75	160,5	490,37	3,88	7,09	340,38
24	38,4	75	181,1	82,99	3,23	3,44	363,37
24	38,4	90	140,8	160,37	3,20	4,42	296,52
24	38,4	90	160,5	281,20	3,21	5,57	332,87
24	38,4	90	181,1	594,98	3,21	7,02	352,86
30	5,7	60	140,8	40,59	7,66	3,40	147,34
30	5,7	60	160,5	75,66	7,60	4,67	164,15
30	5,7	60	181,1	128,17	7,43	6,09	167,23
30	5,7	75	140,8	263,75	7,40	8,13	145,63
30	5,7	75	160,5	52,35	5,89	3,46	158,28
30	5,7	75	181,1	94,30	5,99	4,64	161,84
30	5,7	90	140,8	153,92	6,17	6,00	144,95

X_A (°B)	m_A (kg/h)	T_A (°C)	T_S (°C)	Re	Pr	Nu	h (W/m ² K)
30	5,7	90	160,5	331,66	5,97	8,26	153,97
30	5,7	90	181,1	67,95	4,87	3,78	160,88
30	10,6	60	140,8	118,35	4,86	4,87	201,38
30	10,6	60	160,5	194,12	4,87	6,12	207,56
30	10,6	60	181,1	409,32	4,82	8,10	222,50
30	10,6	75	140,8	48,70	5,87	3,22	199,74
30	10,6	75	160,5	91,39	5,88	4,43	206,92
30	10,6	75	181,1	156,74	5,85	5,92	216,13
30	10,6	90	140,8	325,32	5,88	7,81	199,26
30	10,6	90	160,5	61,10	4,72	3,33	205,55
30	10,6	90	181,1	112,08	4,71	4,48	214,99
30	18,3	60	140,8	194,02	4,72	5,83	248,76
30	18,3	60	160,5	408,47	4,73	7,86	255,47
30	18,3	60	181,1	78,71	3,89	3,62	273,23
30	18,3	75	140,8	138,42	3,89	4,64	240,95
30	18,3	75	160,5	236,51	3,88	5,97	254,33
30	18,3	75	181,1	494,31	3,89	7,71	271,14
30	18,3	90	140,8	55,47	4,72	3,14	237,36
30	18,3	90	160,5	107,54	4,74	4,34	253,77
30	18,3	90	181,1	191,44	4,65	5,79	270,00
30	38,4	60	140,8	397,87	4,76	7,56	301,00
30	38,4	60	160,5	68,29	3,90	3,22	321,14
30	38,4	60	181,1	130,75	3,84	4,36	354,70
30	38,4	75	140,8	232,73	3,84	5,70	288,84
30	38,4	75	160,5	490,38	3,88	7,52	313,64
30	38,4	75	181,1	87,90	3,20	3,46	347,48
30	38,4	90	140,8	159,54	3,20	4,55	269,20
30	38,4	90	160,5	279,25	3,22	5,88	292,34
30	38,4	90	181,1	597,80	3,19	7,33	341,99

ANEXO B. Evaporador de película en placa plana a escala piloto.

Datalogger (1), controlador de temperatura (2), tanque de almacenamiento (3), tanque distribuidor (4), tanque recolector (5), superficie de calentamiento (6), termocupla tipo K para el jugo (7), resistencia eléctrica (8), computador (9), termocupla tipo K para la placa (10), válvula solenoide (11), válvula tipo compuerta (12), resistencia eléctrica (13), termocupla tipo K para el alimento (14).

