

**INFLUENCIA DEL FLUJO MÁSSICO Y DE LA CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS
SOLUBLES DE LOS JUGOS DE CAÑA DE AZÚCAR, SOBRE EL
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN EVAPORADOR DE
PELÍCULA DELGADA**

**MAURO PATIÑO FONTECHA
LAURA NATALY VARGAS RAMÍREZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICO-QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2012

**INFLUENCIA DEL FLUJO MÁSSICO Y DE LA CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS
SOLUBLES DE LOS JUGOS DE CAÑA DE AZÚCAR, SOBRE EL
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN EVAPORADOR DE
PELÍCULA DELGADA**

MAURO PATIÑO FONTECHA

LAURA NATALY VARGAS RAMÍREZ

**Trabajo de Grado presentado como requisito para optar al título de
Ingeniero Químico**

Director de proyecto

HUMBERTO ESCALANTE

Ingeniero Químico Ph.D

Co-director

OSCAR ANDRÉS MENDIETA MENJURA

Ingeniero Químico

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

FACULTAD DE FISICO-QUIMICAS

ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA

BUCARAMANGA

2012

NOTA ACLARATORIA

El presente trabajo de tesis de grado forma parte del proyecto de investigación de la Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria, CORPOICA titulado: **Influencia del flujo másico y de la concentración de sólidos solubles de los jugos de caña de azúcar, sobre el coeficiente de transferencia de calor en un evaporador de película delgada**, y fue dirigido y financiado parcialmente por CORPOICA.

Por tanto, los derechos de autor son propiedad del estudiante, de la Universidad Industrial de Santander y de CORPOICA y los resultados obtenidos podrán ser transferidos a la sociedad colombiana en actividades sin ánimo de lucro.

DEDICATORIA

Es cierto que los ángeles existen. Y no tardaría un instante en reconocer que mi madre fue uno de ellos, aquellos consejos que me diste, las tiernas palabras y enseñanzas, y tú sonrisa se quedaron guardados como un gran tesoro que jamás podría ser comprado.

DEDICATORIA

Tan poco que dar a quienes de tanto recibí.

A ti Señor conductor de mi espíritu, mi guía, mi luz.

A mi Madre María por ser ejemplo de humildad, paciencia e inagotable dedicación.

A mi mami, mi dulce y amorosa madre, quien día tras día, aún cansada o devastada estuvo allí para llorar junto a mí, para reír conmigo, para tomar mi mano en cada traspíe, para brindar una palabra, un mirada, un abrazo, un beso, por ti madre rezo y para ti mi adorada madre vivo.

A mi papi, quien a su manera, su particular manera, estuvo conmigo en cada lucha, en cada éxito, en cada derrota, quien sufrió mis tristezas y sonrió con mis alegrías y quien aún sin comprender mi ser y actuar, me ama incondicionalmente.

Al cansón de mi hermano y a mi tesoro hermoso “mi gorda” por existir, por hacerme reír, por hacerme enojar, por acompañarme al crecer y por continuar haciéndolo.

A mis amigos, a todos ellos, por cada momento, cada maravillosa experiencia, cada locura, cada aventura, cada logro obtenido, cada aprendizaje, por no dejarme desfallecer, por ayudarme a continuar siempre que quise renunciar.

Finalmente a la música por ser el alimento para mi alma, por no abandonarme nunca, por ser canalizadora de mi energía, por tocar cada fibra, por hacer de mi vida un baile eterno y mágico.

A todos y cada uno de ustedes, mi esencia, mi familia, mis amigos, mis compañeros, gracias por todo, espero poder contar con el tiempo para retribuir con creces todo lo que han hecho por mí. Mi Dios les guíe y acompañe siempre.

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos:

A **Dios** por guiar la ejecución del proyecto, por iluminar nuestros intelectos, por prestarnos salud, conocimiento, voluntad y emprendimiento.

A la **Universidad Industrial de Santander** por generar maravillosos espacios de aprendizaje y fomentar nuestro desarrollo integral. Por la gran oportunidad de crecimiento intelectual y humano y por procurar la constante capacitación de aquellos que fueron y serán siempre nuestros mentores.

A **Humberto Escalante**, Ph.D., Director de proyecto de grado, por su orientación y apoyo durante todo el proceso.

A **Oscar Mendieta**, Ingeniero Químico por su colaboración y ayuda incondicional.

Al **CIMPA** y todos quienes lo conforman, por su ayuda y disposición. Don Antonio, Doña Julia, Olguita, a todos, muchas gracias.

A todas aquellas personas que aportaron su grano de arena en la realización de este logro.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	17
1.1 Evaporador de película en placa plana (EPP).....	23
2. METODOLOGÍA	29
2.1 Puesta en marcha del evaporador de película delgada en placa plana ..	29
2.2 Desarrollo de las pruebas	31
2.2.1 Diseño experimental.....	31
2.2.2 Toma de datos	32
3. PROCESAMIENTO DE LOS RESULTADOS: Discusión y análisis de los datos obtenidos.	33
3.1. Influencia del flujo másico	33
3.2 Influencia de la concentración	35
3.3 Análisis estadístico del modelo de cálculo del coeficiente h.....	36
3.3.1 Modelo de regresión Lineal Múltiple para el coeficiente de transferencia de calor h en función de C_e y FA	36
3.3.2 Modelo de regresión no lineal para el coeficiente de transferencia de calor h en función de C_e y FA	38
4. DETERMINACIÓN DE UN MODELO DE CORRELACIÓN ENTRE LOS NÚMEROS ADIMENSIONALES Nu , Re Y Pr	40
5. CONCLUSIONES.....	42
6. BIBLIOGRAFÍA.....	43
ANEXOS.....	47

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de bloques proceso de elaboración de la Panela-----	19
Figura 2. Esquema de una Hornilla Panelera-----	21
Figura 3. Película de JCA en el EPP-----	24
Figura 4. Etapas metodológicas -----	29
Figura 5. Esquema del evaporador de película delgada -----	30
Figura 6. Diseño Experimental -----	31
Figura 7. Influencia del flujo másico sobre el coeficiente de transferencia de calor en una configuración de película delgada en placa plana-----	33
Figura 8. Concentración de sólidos solubles de salida versus el flujo másico de los jugos de caña de azúcar-----	34
Figura 9. Influencia de la concentración de sólidos solubles del JCA sobre el coeficiente de transferencia de calor-----	35
Figura 10. Coeficiente de transferencia de calor versus viscosidad promedio -----	36
Figura 11. Gráfica de paridad del modelo de coeficiente de transferencia de calor h-----	37

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Parámetros del modelo de regresión lineal para el coeficiente de transferencia de calor h -----	38
Tabla 2. Parámetros del modelo de regresión no lineal para el coeficiente de transferencia de calor h-----	39
Tabla 3. Parámetros del modelo de regresión no lineal adimensional-----	41

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A. Datos obtenidos a partir del balance de masa en el evaporador de placa plana en película delgada-----	47
ANEXO B. Datos obtenidos a partir del balance de energía y valores calculados del coeficiente de transferencia de calor h , en el evaporador de placa plana en película delgada-----	48
ANEXO C. Valores estimados de los números adimensionales para la película delgada en el evaporador de placa plana-----	49
ANEXO D. Valores calculados de FA y Ce de acuerdo al diseño experimental desarrollado y valores estimados del coeficiente de transferencia de calor h -----	50

RESUMEN

TÍTULO: INFLUENCIA DEL FLUJO MÁSSICO Y DE LA CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS SOLUBLES DE LOS JUGOS DE CAÑA DE AZÚCAR, SOBRE EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN EVAPORADOR DE PELÍCULA DELGADA^{*}

AUTORES: VARGAS RAMÍREZ, Laura Nataly, y, PATIÑO FONTECHA, Mauro.**

PALABRAS CLAVES: Horno, coeficiente de transferencia de calor, eficiencia, caña de azúcar, panela, evaporador de película delgada e inclinada, grados brix, trapiche.

La industria panelera es una de las industrias mejor posicionada en nuestro país con participación en el PIB de 3,5%. El proceso de extracción de azúcar de la caña para producción de panela se desarrolla por primera vez hace aproximadamente 462 años y desde entonces este proceso ha sido desarrollado de la misma forma a través de los años; en la actualidad la panela se produce de acuerdo a la tradición y el número de trapiches que manufacturan este producto de forma tecnificada representan el 2% de todo el mercado nacional. La sujeción al método tradicional de extracción evita que el sector panelero se desarrolle de mayor manera sosegando el posicionamiento de Colombia como principal competidor con este producto a nivel internacional siendo desplazado por la India.

El método tradicional de obtención de la panela presenta problemas a nivel de diseño que conllevan a graves deficiencias energéticas, medioambientales, sociales y económicas. La búsqueda de una solución a tales problemas sería el transbordo necesario para el mejoramiento del proceso productivo de la panela en nuestro país. El presente trabajo se muestra como esa oportunidad de estudio; específicamente se analiza la influencia del flujo másico y la concentración de sólidos solubles de los jugos de caña en la etapa de evaporación del proceso panelero, empleando un evaporador de película delgada en placa plana, en procura del mejoramiento continuo del proceso.

* Proyecto de Grado.

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Humberto Escalante Ph.D. Co-director: Oscar Mendieta Ing. Q.

ABSTRACT

TITLE: INFLUENCE OF MASS FLUX AND SOLUBLE SOLIDS CONCENTRATION OF THE SUGAR CANE JUICES OVER THE HEAT TRANSFER COEFFICIENT IN A THIN FILM EVAPORATOR*

AUTHORS: VARGAS RAMÍREZ, Laura Nataly, y, PATIÑO FONTECHA, Mauro.**

KEY WORDS: Furnace, heat transfer coefficient, efficiency, sugar cane, Brown sugarloaf, thin film evaporator, brix degrees, sugar mill, panela.

The Brown sugarloaf processing industry is one of the best positioned industries in our country with a PIB participation of 3,5%. The sugar extraction from sugar cane to produce Brown sugarloaf was developed by the first time about 462 years ago and since then this process has been carried out in the very same way through the years; nowadays Brown sugarloaf is produced according to tradition and the number of sugar mills which manufacture this product in a technified way represent 2% of all the national market. The subjection to the traditional extraction method avoids the Brown sugarloaf business sector to develop in a greater way, hampering the position of Colombia as main competitor with this product in an international level being displaced by India.

The traditional method to obtain Brown sugarloaf has design problems what leads to serious energetic, environmental, social and economic deficiencies. The search of a solution for those issues would be the necessary change to improve Brown sugarloaf productive process in our country. This paper appears as that study opportunity; specifically, the influence of mass flux and soluble solids concentration of the brown sugar loaf juices in the evaporation stage of the panela manufacturing process, using a thin film flat still sheet evaporator, is analyzed, to secure the continuous improvement of the process.

* Degree Project.

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Humberto Escalante Ph.D. Co-director: Oscar Mendieta. Ing.Q.

1. INTRODUCCIÓN

La panela, edulcorante producido a base de caña de azúcar, forma parte de la canasta familiar de los colombianos. El sector panelero es de gran importancia para la economía nacional y es considerado como la segunda agroindustria rural después del café, por el número de establecimientos productivos, el área sembrada y la mano de obra que vincula. Se calcula que este sector es una oportunidad de empleo directo para más de 350.000 personas (cerca de 25 millones de jornales anuales), lo cual corresponde al 12% de la población rural económicamente activa, de los cuales 120.000 empleos son permanentes [Osorio, M., 2007].

El área cultivada de caña de azúcar destinada para la producción de panela en nuestro país en 2008 fue de cerca de 272.407 Ha, siendo superada ésta tan sólo por el área empleada en el cultivo de café [MADR, 2008-1]. Los departamentos que lideran tanto el cultivo de caña de azúcar, como la producción de panela a nivel nacional son: Santander, Cundinamarca, Boyacá, Nariño, Antioquia, Huila, Tolima, Caldas, Cauca, Norte de Santander, Risaralda, Caquetá y Valle del Cauca, representando el 90% del total nacional en superficie cultivada y el 95% de la producción nacional. Santander se posiciona como el mayor productor de panela con el 22% y Cundinamarca el departamento con mayores áreas cultivadas con un 18% del total nacional [MADR, 2006-1].

En nuestro departamento, el área de cultivo está distribuida principalmente entre Bucaramanga, Piedecuesta, Rionegro, Floridablanca, Girón y especialmente la zona conocida como la Hoya del Río Suárez, en donde convergen municipios del Sur de Santander y el norte de Boyacá, siendo esta la más representativa con una producción que oscila entre 45.000 y 60.000 hectáreas sembradas [PAREDES & MOJICA, 2004]. Para el año 2011 las cargas* de panela vendidas en Santander fueron de 7.329 a un precio promedio de 162.309 pesos

* Carga es una medida de peso que se refiere a dos bultos de panela. En algunas zonas incluye además de los dos bultos, 10 o 15 panelas más que se llaman sobornal.

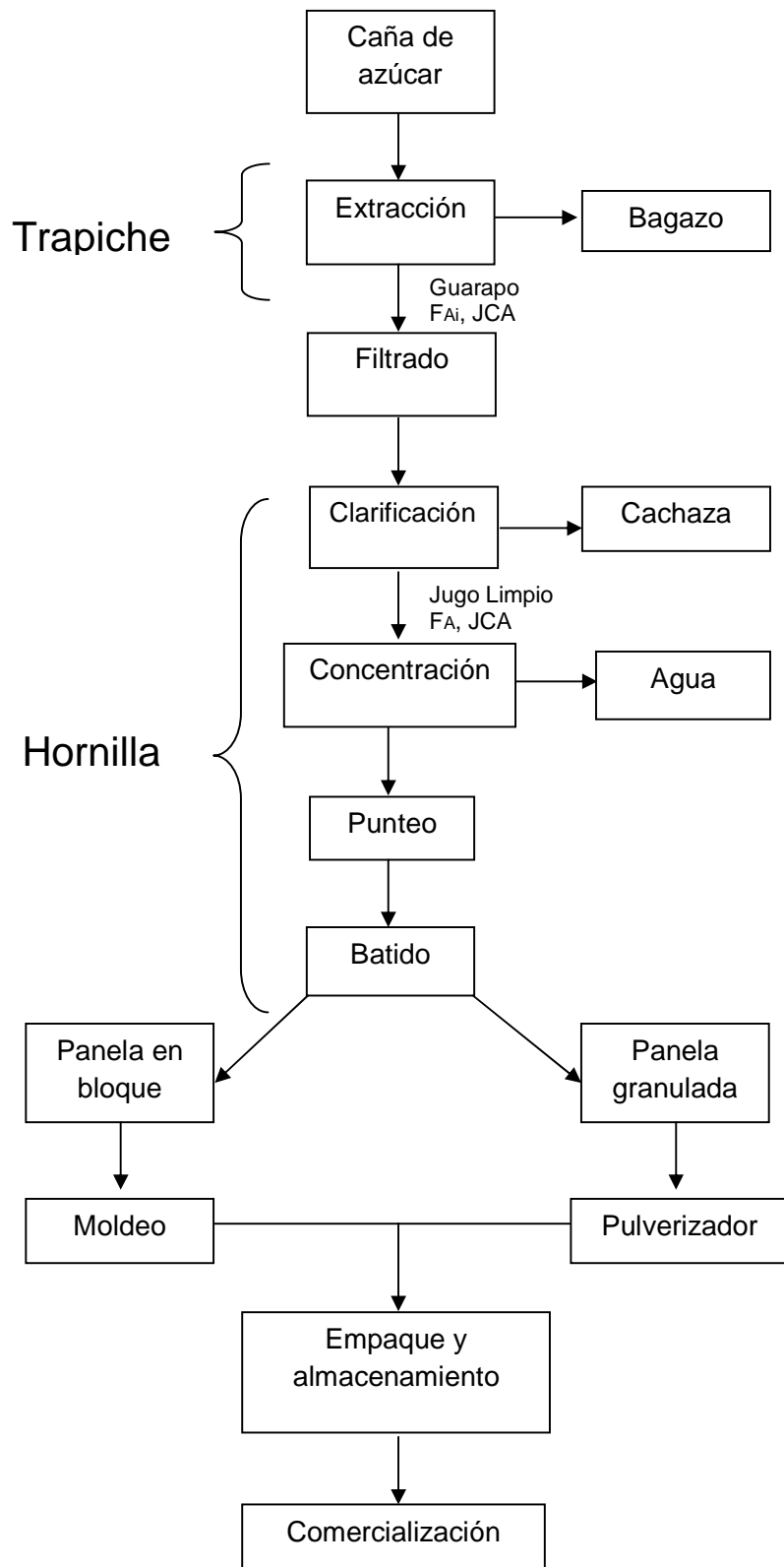
colombianos (COPs) de acuerdo a datos reportados por la Cooperativa Panelera de Santander, COOPANELAS.

Actualmente es CORPOICA a través del CIMPA, Centro de Investigación para el mejoramiento de la panela, quien ha marcado la pauta en la creación de estrategias que mejoren el sector, desarrollando actividades de generación y transferencia tecnológica en el cultivo de caña, la elaboración de panela y el aprovechamiento económico de los subproductos del cultivo y el proceso, con resultados satisfactorios para las zonas paneleras de la Hoya del Río Suárez y Cundinamarca.

El proceso de elaboración de la panela consta de múltiples etapas. El desarrollo del proceso se realiza comúnmente de acuerdo al diagrama de bloques de la Figura 1. Existen una serie de etapas preliminares necesarias para la adecuación y disposición de la caña de azúcar para su procesamiento a panela. Éstas son el corte y apronte de la caña. Posteriormente vienen las etapas de extracción, filtración, clarificación, evaporación y concentración, el punteo, el batido, el moldeo o tamizado (según la presentación deseada de la panela) y finalmente el empacado y almacenado, antes de su comercialización.

Etapas preliminares. Corte y Apronte: En las regiones más avanzadas tecnológicamente el corte se hace por parejo. En las otras, existe la modalidad de entresaque o desguíe. Este último se hace dos o tres veces al año por lote, extrayendo los tallos que aparentemente han alcanzado la madurez. Posteriormente la carga es llevada al lugar en donde se realizará la molienda, a este proceso de aproximación de la materia prima se le conoce como apronte. El tiempo de apronte puede variar entre tres y ocho días los cuales pueden prolongarse cuando hay contratiempos en el trapiche.

Figura 1. Diagrama de bloques proceso de elaboración de la panela.



El proceso inicia con la alimentación de la caña de azúcar a un molino de masas; allí se extrae cerca del 60% del jugo. El material restante es la fibra o bagazo de caña y se emplea como combustible para el proceso. Posteriormente, se retiran las impurezas como tierra y otros objetos contenidos en el jugo por medio de un equipo de prelimpieza. El CIMPA desarrolló un método efectivo de limpieza de los jugos para el cual diseñó un prelimpiador y cuyo principio operativo no es más que la diferencia de las densidades existentes entre las impurezas. Este equipo es empleado principalmente para la etapa de limpieza de los jugos y el filtrado complementa este proceso [García *et al*, 2007].

El jugo de caña de azúcar (JCA) se transporta por efecto de la gravedad hacia la zona de proceso, la cual está comprendida por las etapas de clarificación, evaporación y concentración. En la etapa de clarificación se calienta el jugo hasta su punto de ebullición y se remueven sustancias coloidales denominadas cachazas empleando agentes floculantes vegetales como los mucílagos de balsa, cadillo o guásimo [García & Gordillo, 1992]. El jugo clarificado se transfiere a la etapa de evaporación, a una temperatura cercana a la ebullición. Durante la etapa de evaporación se remueve cerca del 80% del agua contenida en el JCA, logrando un cambio en la concentración de sólidos solubles totales (CSST) de 17 a 65°B aproximadamente.

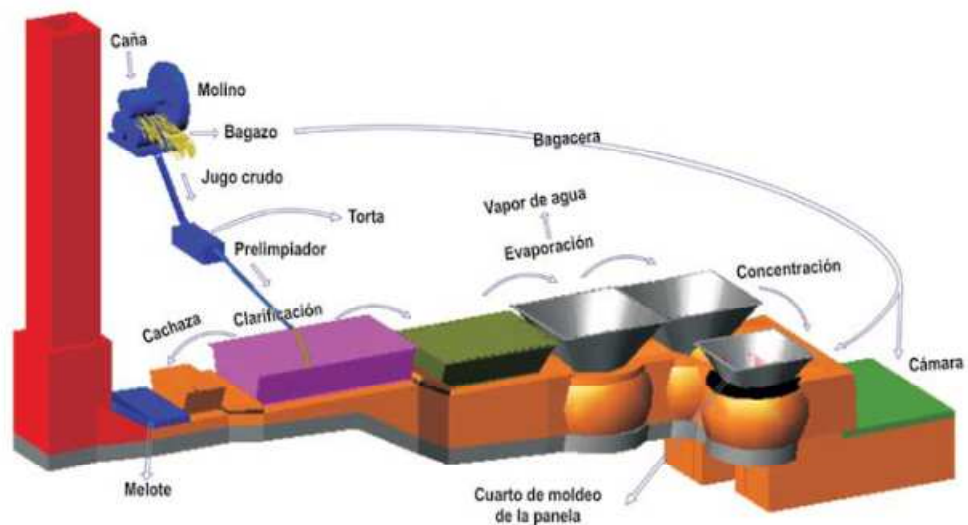
El jugo concentrado recibe el nombre de miel. El proceso continúa con la etapa de concentración, donde se remueve cerca del 10% del agua y la miel alcanza una CSST de 92°B a temperaturas entre 116 y 126°C. La miel es llevada a un recipiente denominado "Batea" donde se agita y se reduce su temperatura para lograr la textura característica de la panela, para luego ser moldeada. Esta es la última operación realizada en el proceso si se desea obtener una panela en forma de bloque, redonda o pastilla. Una vez batida la miel, se airea, lo que le da una nueva textura. En este punto es en que se dispone la panela en moldes individuales o en gaveras, distribuyendo las mieles de forma uniforme, mediante una tableta o "cuchillo" de madera.

Si desea obtenerse en cambio una panela granular o pulverizada, se recurre al tamizado. Éste consiste en separar las partículas grandes de las más pequeñas,

clasificándolas mediante zarandeo, utilizando una malla de acero o bronce. Las partículas más finas (pulverizadas) con el tamaño indicado de partícula son empacadas. Los granos más grandes son triturados hasta alcanzar el tamaño de partícula adecuado.

Finalmente, trátase de panela en bloque o granular, el producto sólido es empacado y almacenado para ser comercializado.

Figura 2. Esquema de una Hornilla Panelera.



Fuente: Guía Tecnológica para el Manejo Integral Productivo del Sistema de Caña Panelera, 2007.

La zona de proceso consta de un horno u hornilla panelera. Ésta está compuesta de una cámara de combustión, un ducto de gases, una chimenea y una batería de concentración (Figura 2). En la cámara de combustión ocurre la reacción química de combustión del bagazo, la cual libera energía que es aprovechada para suplir el requerimiento energético del proceso. Los gases formados por la combustión salen de la cámara y van marcha arriba por el ducto de gases que los lleva a la batería de concentración: equipos para la transferencia de calor denominados “pailas”. En las pailas el jugo aprovecha una parte de la energía proveniente de los gases de combustión, la cual es transferida a través de la superficie metálica de la paila. La chimenea es un conducto construido en ladrillo o en lámina metálica y va empalmada directamente con el ducto de humos. La

función de la chimenea es producir la succión de aire necesaria para quemar el combustible y generar el tiro requerido para transportar los gases a través de la hornilla.

Una hornilla tradicional tipo CIMPA en flujo paralelo, presenta una eficiencia energética de entre 20 y 33% [García & Gordillo, 1992]. La baja eficiencia se debe al uso de equipos tipo marmita abierta o artesana (pailas). En las pailas el proceso de evaporación se realiza en ebullición tipo alberca o piscina. Este tipo de ebullición se refiere a la evaporación que ocurre en una superficie inmersa en una piscina de líquido estancado. En la interfaz sólido-líquido se activan los puntos de nucleación con el incremento de la temperatura produciendo una sucesión de burbujas de vapor [Arik, Kosar, Bostanci, & Bar, 2011]. Por otro lado, hay pérdidas energéticas en las pailas por falta de aislamiento en las paredes (falcas) [Velásquez, Chejne, & Agudelo, 2004]. Adicionalmente, el suministro de energía a las pailas es a fuego directo, lo cual provoca la presencia de zonas calientes donde se caramelizan los azúcares reductores del jugo, generando una disminución de la eficiencia en la transferencia de calor.

Otro de los problemas en la etapa de evaporación ocurre porque el tiempo de residencia del jugo en las pailas es elevado (superior a 2,5 horas), afectando la calidad y la formación de color del producto, debido al desdoblamiento de la sacarosa en azúcares reductores. La ineficiencia térmica de las pailas, sumada al tiempo de secado del bagazo húmedo que sale de la etapa de extracción, conlleva al uso de combustibles complementarios. Los más usados son la leña, guadua, cisco de café y caucho de llantas usadas. En trapiches rudimentarios, las hornillas consumen, además del bagazo, hasta 5 kg de leña por kg de panela. En las que tienen molinos de tracción animal, el consumo de leña es del orden de 2,5 kg/kg de panela y en las hornillas de trapiches con molinos de tracción mecánica, el consumo de leña entre 2 y 0.5 kg/kg de panela [García & Gordillo, 1992].

La implementación de un evaporador de película delgada es una respuesta al déficit térmico actual en la etapa de evaporación del proceso de elaboración de panela. La evaporación en película delgada presenta múltiples ventajas como

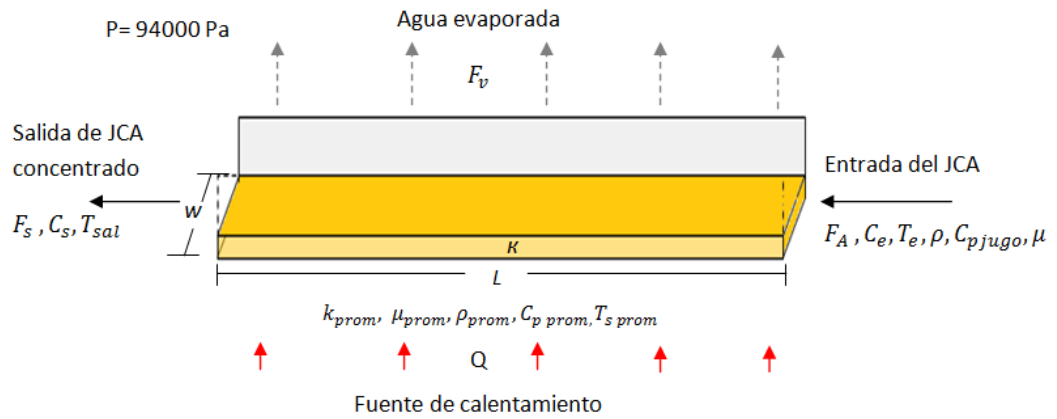
tiempos de residencia cortos, bajas presiones de operación (2-250mmHg), una menor descomposición del producto y un aumento en los valores del coeficiente de transferencia de calor a cambios menores de temperatura [Minton,1986]; [Glover, 2004]. La diferencia es notable frente a resultados obtenidos para otros tipos de evaporadores. Ejemplo de ello los resultados presentados para un evaporador de tubo vertical usando como líquido a evaporar: agua, metanol e isopropanol en ambos flujos, laminar y turbulento. Se evidencian tendencias diferentes para variaciones del número de Prandtl de acuerdo a las correlaciones planteadas en otras realizaciones [Chun & Seban, 1971] [Krupiczka *et al*, 2002]. Experimentos similares realizados para agua saturada arrojaron valores de coeficientes de transferencia de calor cerca de 10% más altos que los reportados por las correlaciones anteriormente mencionadas [Fujita & Ueda, 1978].

Por lo anterior los objetivos del presente trabajo fueron: a) estudiar la influencia del flujo másico y la concentración de sólidos solubles del jugo de caña de azúcar, sobre el coeficiente de transferencia de calor en un evaporador de película delgada en placa plana; durante la etapa de evaporación del proceso de producción de panela; b) describir el fenómeno de transferencia de calor convectivo a las condiciones de experimentación, mediante una correlación de los números de Nu, Re y Pr característicos para el jugo de caña de azúcar.

1.1 Evaporador de Placa Plana (EPP)

El evaporador de película plana es una unidad de operación que emplea una placa plana para la evaporación de una película delgada de líquido (Figura 3). El proceso de evaporación en capa fina es una técnica empleada frecuentemente para concentrar un líquido. Ésta se logra mediante el control de los mecanismos de transferencia de calor conductivos y convectivos, cuya magnitud está directamente relacionada con el grosor de la lámina de líquido. La manipulación de estos mecanismos conduce en la capa delgada a una ebullición nucleada, que incrementa el coeficiente de transferencia de calor.

Figura 3. Película de JCA en el EPP



El balance de masa global y de sólidos solubles para la película de fluido en el evaporador de placa plana es:

$$F_A = F_s + F_v \quad (1)$$

$$F_A C_e = F_s C_s \quad (2)$$

Después de reorganizar y hacer los reemplazos convenientes en (1) y (2), el valor del flujo de vapor puede ser expresado en función de F_A , C_e y C_s , esta relación se muestra en la ecuación (3).

$$F_v = \frac{F_A}{C_s} [C_s - C_e] \quad (3)$$

Donde F_A , F_s y F_v están dadas en unidades de kg/h y se definen respectivamente como: el flujo másico de JCA a la entrada de la placa de evaporación, el flujo másico de JCA concentrado a la salida de la placa y el flujo másico de vapor de agua evaporado. C_e y C_s son las concentraciones másicas de los jugos a la entrada y a la salida de la placa plana, respectivamente, dadas en unidades de °Brix.

En estado estacionario la ecuación que rige la transferencia de calor en el evaporador de película delgada de acuerdo a datos reportados por [Adib, Heyd, & Vasseur, 2009], se define como:

$$Q = UA\Delta T \quad (4)$$

Donde Q (kJ/h) es la energía térmica intercambiada, ΔT (°C) es una diferencia de temperatura entre la placa y el fluido y U (W / m² °C) es el coeficiente de transferencia de calor. En el EPP parte de la energía que proviene de la fuente de calentamiento se transfiere al líquido para el calentamiento y evaporación del solvente [Glover, 2004]. Por tanto la energía aprovechada por el líquido corresponde a la suma del calor sensible y latente:

$$Q_{ap} = F_A C_{pjugo} (T_{sat} - T_a) + F_v \lambda \quad (5)$$

Aquí Qap (kJ/h), Cpjugo es el calor específico del JCA (kJ / (kg · °C) y Tsat (°C) es su temperatura de saturación, Ta (°C) es la temperatura ambiente y λ (kJ/kg) es el calor latente equivalente a la entalpía de vaporización. Este último a su vez, se expresa de acuerdo a la ecuación (6) y aparece en función de la presión atmosférica[†]. El calor específico viene dado por la ecuación (7) [Perry & Green, 2001].

$$\lambda = -4,709 * 10^{-12} * P^3 + 3,941 * 10^{-6} * P^2 - 1,435 * P + 2,369 * 10^6 \quad (6)$$

$$C_{pjugo} = 4,18 * (0,9983 - 0,006 * T_e) \quad (7)$$

En el Evaporador de Placa Plana $Q = Q_{ap}$ asumiendo que las pérdidas de energía son despreciables, entonces tenemos que:

$$UA\Delta T = F_A C_{pjugo} (T_{sat} - T_a) + F_v \lambda \quad (8)$$

El coeficiente global de transferencia de calor (U) es una medida directa del comportamiento térmico del proceso de evaporación. El valor de U en un EPP es una serie de resistencias (interfaz del gas, conducción de la placa metálica, suciedad por el líquido y la interfaz líquida [Adib, Heyd, & Vasseur, 2009] como se observa en (9).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_v} + \frac{\varepsilon}{\lambda_w} + R_f + \frac{1}{h_l} \quad (9)$$

[†] La presión atmosférica corresponde a 94000 Pa. Presión reportada por el Instituto geográfico Agustín Codazzi para el área de Barbosa- Santander.

La resistencia limitante en la configuración de película en placa plana es la que se encuentra en el lado del líquido, por tanto (9) queda convertida en:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_l} = \frac{1}{h} \quad (10)$$

De esta forma,
$$h = \frac{Q_{ap}}{A\Delta T} = \frac{F_A C_p j_{ugro}(T_{sat}-T_a) + F_v \lambda}{A\Delta T} \quad (11)$$

El gradiente de temperatura ΔT es equivalente a la diferencia entre la temperatura real de la superficie de la placa (T_s) y la temperatura media de los JCA (T_m). T_s se calcula mediante la ecuación de conducción de calor (12), empleando para ello el valor medio de las temperaturas de control de la placa[‡] (T_{sprom}) registradas por los termopares ubicados a lo largo de la superficie de la misma y el valor de consumo energético q .

$$\dot{q}_{consumido} = -k \frac{\partial T}{\partial X} \Rightarrow T_s = T_{sprom} - \frac{q\Delta x}{kA} \quad (12)$$

Donde $\Delta x = 0,005\text{m}$; $A = 0,13\text{m}^2$ y $k = 47 \text{ W/m}^\circ\text{C}$.

Por otra parte la temperatura media de los JCA es calculada de acuerdo a la ecuación (13), en donde T_e es la temperatura de entrada de los jugos y T_{sal} es la temperatura de salida de los mismos, determinada mediante la igualdad (14) en donde BPR (Boiling point Rise) representa el incremento en el punto de ebullición calculado de acuerdo a la ecuación (15) [Tiwari *et al*, 2004] en donde la variable C_s corresponde al valor de CSST a la salida de la placa ($^\circ\text{Brix}$) y T_{sat} es la temperatura de saturación del líquido a las condiciones de operación y es calculada mediante la expresión (16) [Perry *et al*, 2001].

$$T_m = \frac{(T_e + T_{sal})}{2} \quad (13)$$

$$T_{sal} = T_{sat} + BPR \quad (14)$$

$$BPR = \left(\frac{C_s}{0,355} \right) * \left[\frac{(0,3 + C_s)}{(1,036 - C_s) * (1,22 - 0,0078 * T_s)} \right] \quad (15)$$

[‡] Se denomina temperatura de control de la placa al valor de la temperatura de la misma, fijada para la experimentación y cuyo valor se mantendrá constante ($^\circ\text{C}$).

$$T_{sat} = 6,119 * 10^{-21} * P^4 + 6,403 * 10^{-15} * P^3 - 2,672 * 10^{-9} * P^2 + 6,503 * 10^{-4} * P + 54,524 \quad (16)$$

Finalmente, la ecuación resultante es el modelo empleado en el estudio para determinar el coeficiente h en el EPP es:

$$h = \frac{F_A C_{p\text{ jugo}} (T_{sat} - T_a) + \left[\frac{F_A}{C_s} (C_s - C_e) \right] \lambda}{A \left[T_s - \left[\frac{(T_e + T_{sat} + BPR)}{2} \right] \right]} \quad (17)$$

El coeficiente local de transferencia de calor h es una constante de proporcionalidad, cuyo valor de acuerdo a diversos autores [Miranda & Simpson, 2005], [Bimbenet, Duquenoy, & Trystram, 2002], depende de factores relacionados a las propiedades del líquido (viscosidad dinámica del proceso, densidad del líquido, tensión superficial, etc.), las condiciones del proceso (temperatura de ebullición, presión de operación, flujo de entrada, concentración de sólidos solubles, etc.) y las características de la superficie de calentamiento (rugosidad, etc.). En la determinación teórica de los coeficientes locales de transferencia de calor se requiere de sistemas con geometrías específicas y un flujo laminar, además del control del régimen de ebullición del producto pues este afecta el valor de h. En régimen nucleado el incremento del flujo de calor o la temperatura incrementa el valor de h. En régimen no nucleado el cambio de h es función del patrón de flujo.

Para sistemas alejados de las condiciones ideales, (geometría, flujo laminar y régimen de ebullición definidos) se emplean correlaciones empíricas y semiempíricas que sirven como aproximación de las transferencias de calor confiables para intervalos que van de un 10% a un 40%. Dentro de estas correlaciones tenemos la resultante de la teoría de capa límite, exitosa en casos prácticos, la teoría de Cerramientos que es compatible con los modelos analíticos de McAdams y experimental de ASHRAE para convección natural, y modelos contemporáneos de Kimura para convección forzada [Hernández, 2004].

El análisis adimensional permite una mayor comprensión del comportamiento del fluido en el proceso de evaporación frente a cambios en las variables de interés para el presente estudio. Los grupos adimensionales de Reynolds, Prandtl y Nusselt se calcularon de acuerdo a las siguientes expresiones [Perry & Green, 2001]:

$$Re_f = \frac{4F_A}{\mu(w+2\delta)} \quad (18)$$

$$Pr = \frac{\mu C_{pjuogo}}{k} \quad (19)$$

$$Nu = \frac{h\delta}{k} \quad (20)$$

El valor de δ (m) corresponde al valor promedio de espesor de película medido manualmente en cada prueba en unidades internacionales. El cálculo de C_{pjuogo} (kJ/kg°C), k (W/m°C) y μ (kg/m*s) se realiza mediante el desarrollo de las ecuaciones (7), (21) y (22) respectivamente, siendo w el ancho de la placa igual a 0,15 m.

$$k_{juogo} = 0,0244 + 0,6773 * 10^{-4} T \quad (21)$$

$$\mu = 0,001 * e^{-11,229 + \frac{3257,5}{(T+273,15)} + 0,0752 * \left(\frac{CSST}{100}\right)} \quad (22)$$

Teniendo en cuenta la variación en el valor de las propiedades a lo largo de la placa, los valores de los números adimensionales deben ser calculados usando los valores medios de las mismas.

$$C_{p_{prom}} = -0,1254 * (T_{sal} - T_e - 332,767) \quad (23)$$

$$k_{prom} = 0,000337(T_{sal} + T_a + 72,5111) \quad (24)$$

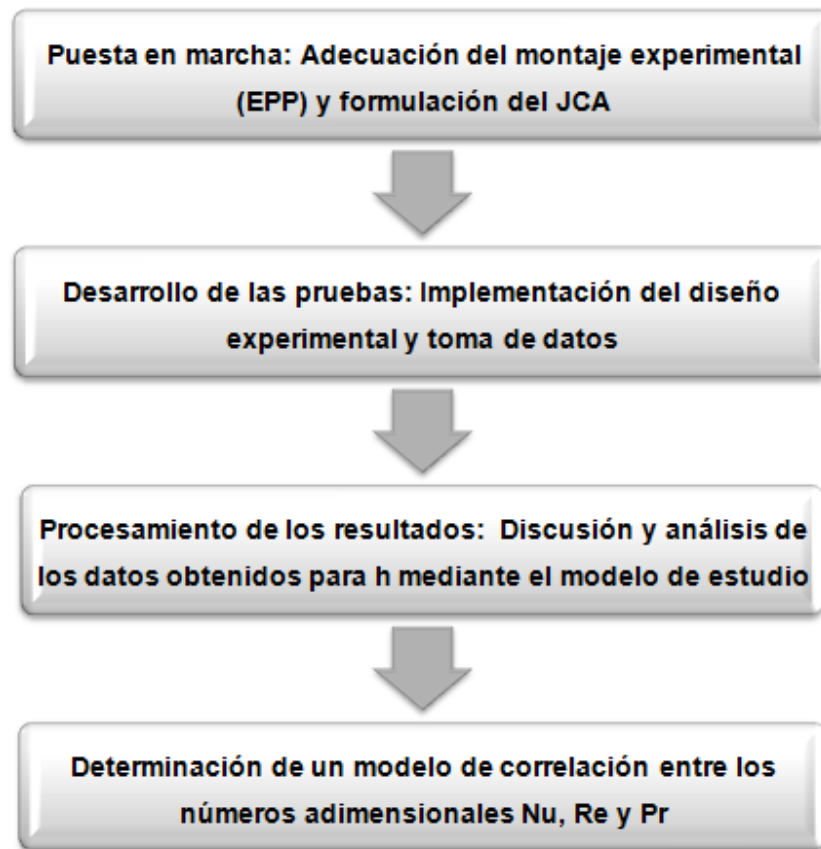
Debido a la complejidad de la ecuación (22), no fue posible su integración por ninguno de los métodos analíticos implementados. Luego el valor promedio de esta variable se determinó de acuerdo a la expresión (25):

$$\mu_{prom} = \frac{\mu_e + \mu_s}{2} \quad (25)$$

2. METODOLOGÍA

El estudio se llevó a cabo de acuerdo a las etapas presentadas en la Figura 4.

Figura 4. Etapas metodológicas

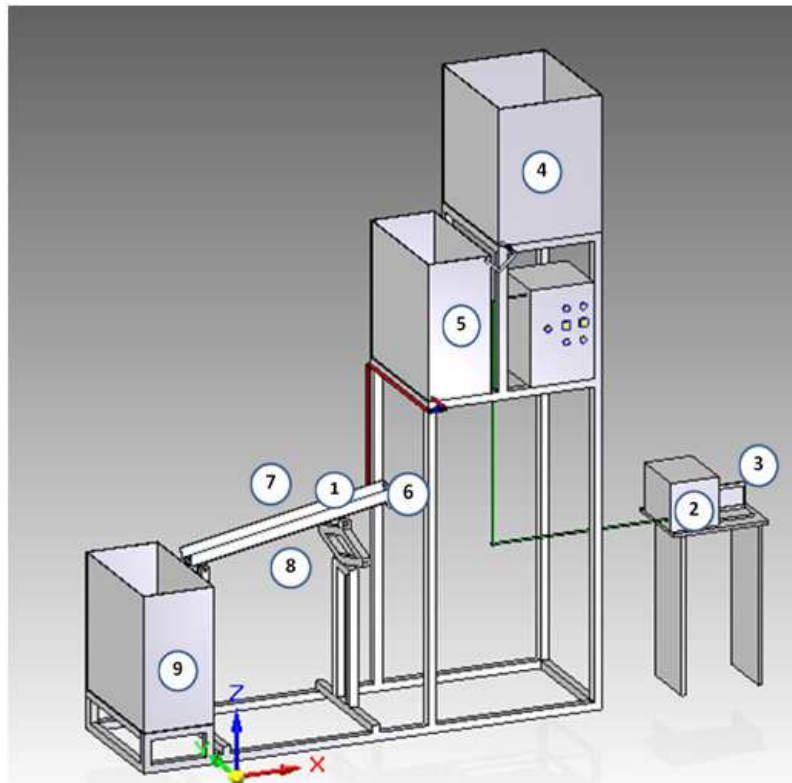


2.1 Puesta en marcha del evaporador de película delgada en placa plana

Para el desarrollo experimental se utilizó un evaporador de película plana, ubicado en las instalaciones del Centro de Investigaciones para el Mejoramiento de la Agroindustria Panelera (CIMPA) en Barbosa-Santander (Figura 5). El evaporador está conformado de tres tanques: uno de almacenamiento de 120L; un tanque de precalentamiento de 96L dotado con una resistencia eléctrica de 2000W y control de volumen PI&D con válvula de globo; y un tanque de

recolección de jugo de 120L. La placa de calentamiento tiene instalada en su cara inferior una resistencia eléctrica de 5500W, la cual se encuentra conectada a un sistema de control de temperatura Autonics TC4S. La superficie exterior de la resistencia eléctrica fue aislada con fibra de vidrio para evitar la pérdida de calor.

Figura 5. Esquema del evaporador de película delgada. 1) Termopares tipo k; 2) Data Logger ; 3) Computador Portátil; 4) Tanque de almacenamiento; 5) Tanque de calentamiento de JCA; 6) Válvula de compuerta; 7) Placa de calentamiento; 8) Resistencia eléctrica; 9) Tanque de recolección de JCA.



El evaporador fue equipado con termopares tipo k para la medición de la temperatura cada 30s. Cuatro (4) de los cuales fueron ubicados entre la resistencia y la placa, dos (2) a la entrada y la salida de la placa para la medición continua de T_e y T_s , y uno (1) en el tanque de calentamiento. Los termopares se conectaron a un registrador de datos (data logger) y simultáneamente a un computador portátil para la visualización *in situ* de las variaciones de temperatura.

Para la puesta en marcha de las pruebas, se preparó en el tanque de almacenamiento jugo a partir de miel de caña de azúcar y se ajustó su CSST haciendo uso de un refractómetro digital Átago pal 1.

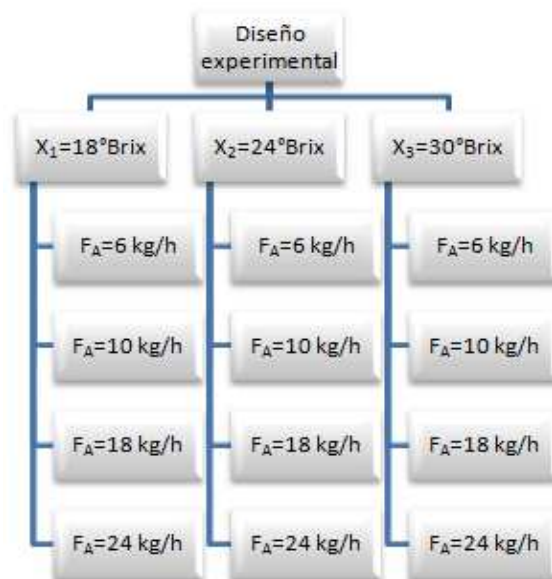
La elección de la temperatura de la placa de calentamiento y de alimentación de los jugos se hizo en base a las temperaturas de mejor desempeño del equipo. Después de hacer varias pruebas y comparar datos obtenidos, se decidió fijar la temperatura de control de la placa (T_{scont}) a un valor de $165\text{ }^{\circ}\text{C}$, debido a que a esta temperatura se alcanza el estado estable. La temperatura de entrada de los jugos (T_e) fue fijada como $75\text{ }^{\circ}\text{C}$.

2.2 Desarrollo de las pruebas

2.2.1 Diseño experimental

Se utilizó un diseño de experimentos factorial 3×4 (Figura 6). La concentración del jugo se trabajó en tres niveles (18 , 24 y $30\text{ }^{\circ}\text{Brix}$), mientras que el flujo másico operó con cuatro niveles (6 , 10 , 18 y 38 kg/h).

Figura 6. Diseño Experimental



2.2.2 Toma de datos

Una vez formulado el jugo de caña en el tanque de alimentación a una determinada concentración, se procedió a su calentamiento hasta el valor de T_e . Se fijó la temperatura T_{scont} y posteriormente se abrió la válvula de compuerta ajustando el caudal para el experimento y permitiendo la distribución del líquido sobre la placa precalentada por la resistencia. Una vez alcanzado el estado estable se comenzó el registro de las concentraciones C_e y C_s , mediante un refractómetro Átago Pal. Simultáneamente se realizó el registro manual de los valores de espesor de película y energía consumida, utilizando un contador eléctrico adaptado al sistema. El volumen de jugo en el tanque colector se cuantificó con probetas de 1000mL y/o 250mL. La toma de datos se realizó cada tres (3) minutos. Los experimentos se realizaron por duplicado.

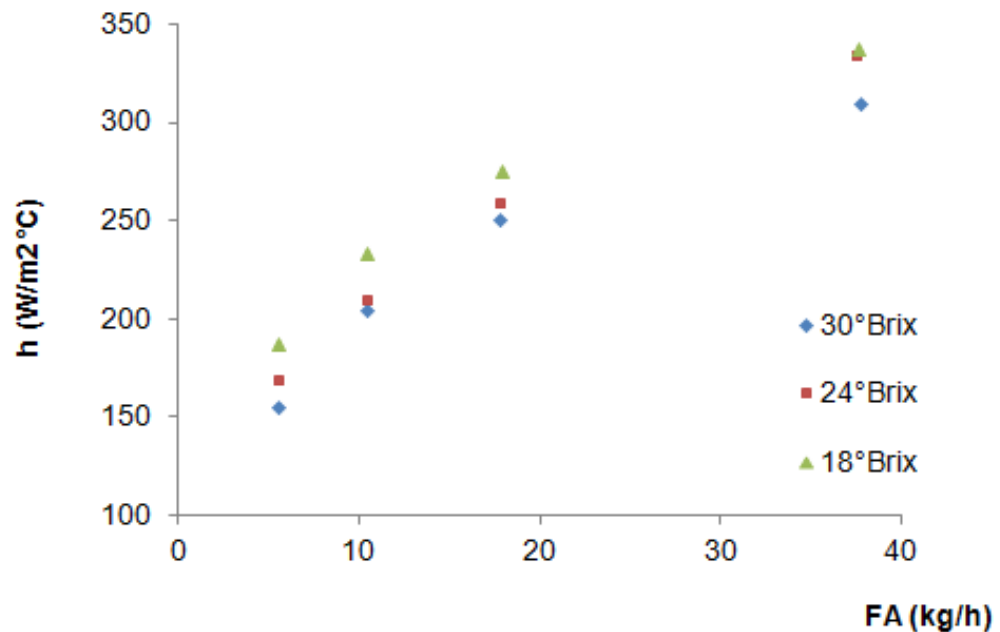
El procesamiento y análisis estadístico de los datos se llevó a cabo mediante Excel, StatGraphics Centurión XV versión 15.2.206 y Statpoint inc. Virginia, EE.UU. Para el análisis estadístico de los resultados se tuvo en cuenta un nivel mínimo de aceptación para el coeficiente de correlación ($R^2 = 87\%$), de acuerdo a las recomendaciones de Adib *et al*, (2009).

3. PROCESAMIENTO DE LOS RESULTADOS: Discusión y análisis de los datos obtenidos.

3.1. Influencia del flujo másico

El coeficiente de transferencia de calor (h) se calculó en función del flujo másico (FA) de acuerdo a la ecuación (17). En la Figura 7 se observa que h tiene un comportamiento directamente proporcional a FA.

Figura 7. Influencia del flujo másico sobre el coeficiente de transferencia de calor en una configuración de película delgada en placa plana



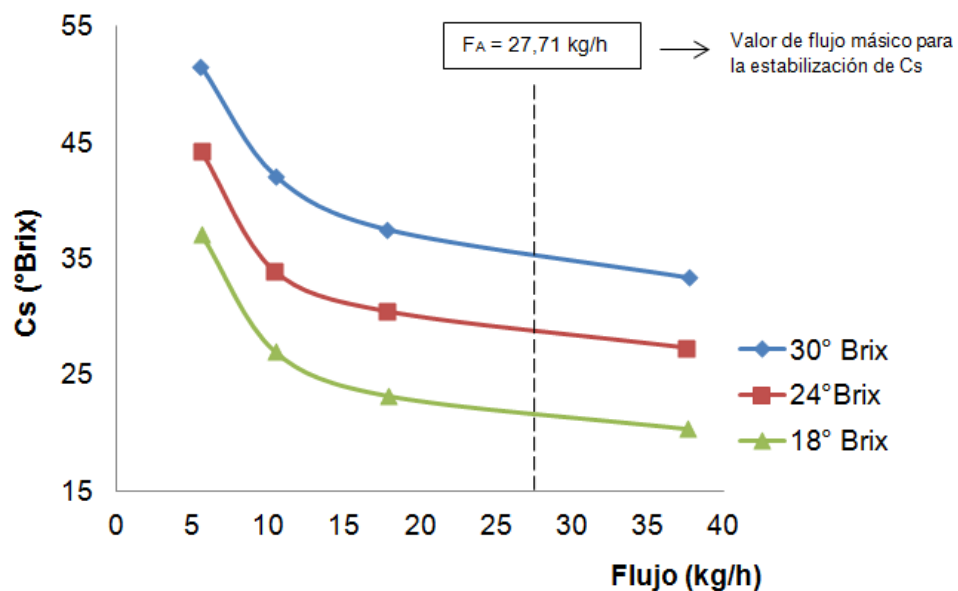
El incremento progresivo del coeficiente se atribuye al aumento del transporte térmico convectivo a través de la película de jugo, dependiente de la velocidad del flujo. Esto está de acuerdo a lo reportado por Adib *et al*, 2009.

El valor máximo experimental del coeficiente de transferencia de calor ($h_{\text{máx}}$) fue de 337 W/m²°C, obtenido para los valores $F_A = 37,61$ kg/h y $C_e = 18^\circ\text{Brix}$. Se recomiendan estos valores de las variables flujo másico y concentración de sólidos solubles del JCA, para procesos que se realicen bajo los mismos criterios

de operación del presente trabajo, a fin de obtener el mejor desempeño térmico posible de la etapa de evaporación.

La Figura 8 presenta la relación inversamente proporcional entre la concentración de salida y flujo másico de los jugos de caña, para los tres (3) niveles de estudio de concentración de sólidos de entrada.

Figura 8. Concentración de sólidos solubles de salida versus el flujo másico de los jugos de caña de azúcar



Se encontró que a un flujo másico de 27,71 kg/h, Cs alcanza la estabilidad para cualquier valor de Ce. Esto puede justificarse al considerarse el lavado del JCA sobre la placa por la alta velocidad de flujo.

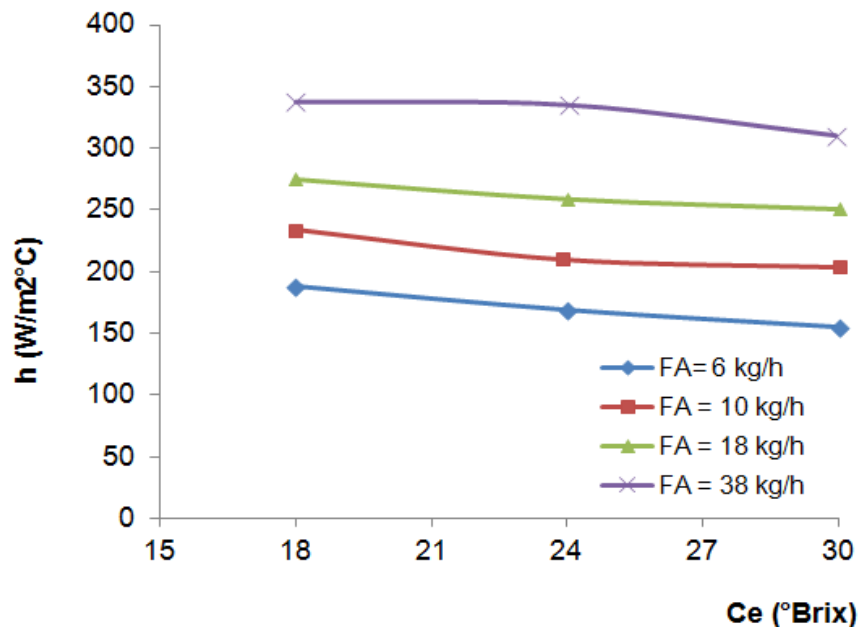
Adicionalmente se observó que valores bajos de flujo másico presentaron altas concentraciones de salida, contribuyendo a la rápida formación de parches secos sobre la superficie, afectando la transferencia de calor debido a la formación de costras y causando pérdida de materia prima por la caramelización de los azúcares en el jugo.

3.2 Influencia de la concentración

La influencia de la concentración de sólidos solubles de los JCA de alimentación (C_e) sobre el coeficiente de transferencia de calor (h), fue estudiada mediante la implementación del modelo matemático consignado en la expresión (17).

Como se aprecia en la Figura 9, la relación entre C_e y h es inversamente proporcional. A medida que los valores C_e aumentan, el valor de h decrece.

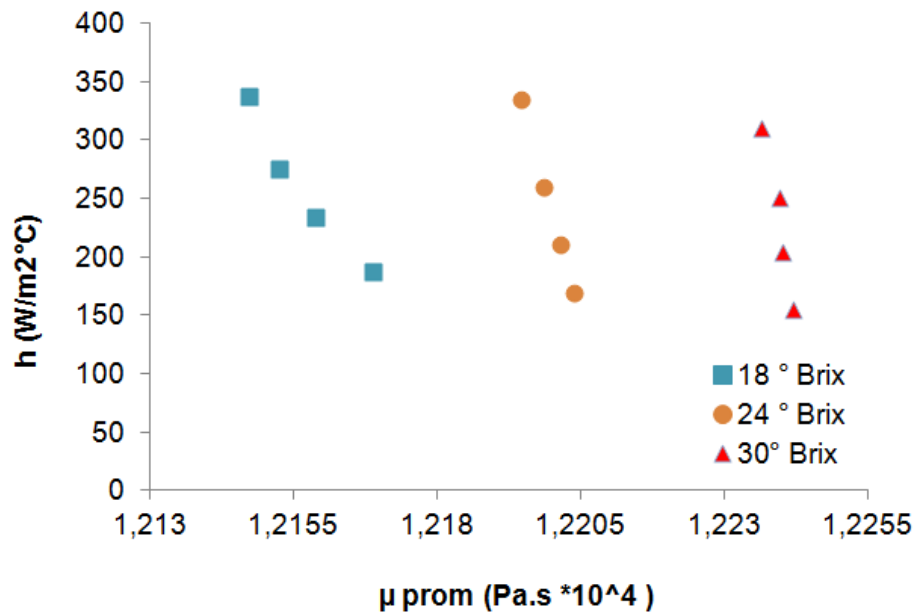
Figura 9. Influencia de la concentración de sólidos solubles del JCA sobre el coeficiente de transferencia de calor.



Los bajos valores del coeficiente de transferencia de calor frente a valores elevados de C_e se deben a la relación existente entre la concentración de sólidos solubles y la viscosidad. Un aumento de CSST de los jugos implica el incremento de la viscosidad de los mismos. Esto puede ser relacionado fácilmente con el decremento del coeficiente de transferencia de calor, ya que un incremento en la viscosidad, genera una disminución en el valor de Nu que a su vez influye directamente sobre el valor h . La figura 9 muestra la relación inversamente

proporcional entre el coeficiente de transferencia de calor y la viscosidad inherente a la concentración de sólidos solubles.

Figura 10. Coeficiente de transferencia de calor versus viscosidad promedio



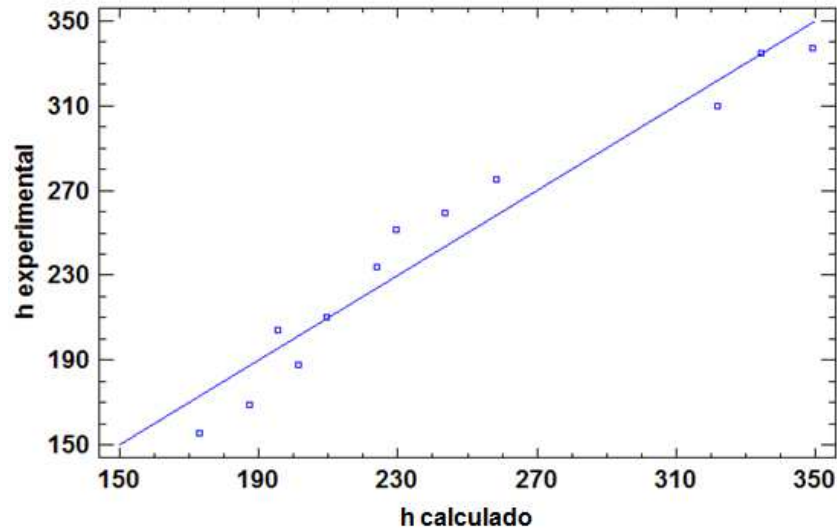
Aunque se evidencia una relación inversa entre C_e y h , los cambios del coeficiente para un valor de C_e y otro, no parecen significativos para el rango de C_e (18- 30 °Brix) en comparación con la velocidad de cambio del coeficiente en función del flujo másico.

3.3 Análisis estadístico del modelo de cálculo del coeficiente h .

3.3.1 Modelo de regresión Lineal Múltiple para el coeficiente de transferencia de calor h en función de C_e y FA

Se ajustaron los resultados obtenidos para el valor de h (Tabla 10, Anexo A) a un modelo de regresión lineal múltiple (Figura 10).

Figura 11. Gráfica de paridad del modelo de coeficiente de transferencia de calor h.



La ecuación del modelo ajustado resultante de la linealización es:

$$h = 217,977 - 2,357 * C_e + 4,62059 * F_A \quad (26)$$

El software de análisis estadístico también proporciona el valor del coeficiente de correlación $R^2 = 93,379\%$ y desviación estándar $\sigma = 15,916$. El valor de R^2 permite inferir que el grado de asociación de los datos calculados del coeficiente con los correspondientes a la recta de linealización, es aceptable y no se presenta una dispersión significativa. La desviación estándar de 15,916 representa el grado de variación de los valores de C_e y F_A del modelo experimental. Este valor nos permite fijar un rango experimental futuro.

El valor MAE para este conjunto de datos a un valor de 12,1975, corresponde al total promedio de los datos de la dispersión.

El valor $DW = 1,95435$ implica una autocorrelación entre las variables independientes del modelo, F_A y C_e , casi nula o inexistente debido a la proximidad del parámetro de Durbin-Watson, al valor de dos (2).

La tabla a continuación compila los parámetros del modelo de regresión.

Tabla 1. Parámetros del modelo de regresión lineal para el coeficiente de transferencia de calor h

Parámetro	Estimación	Error Estándar [W/m ² °C]	Estadístico T	Valor-P
Constante	217,977	23,9578	9,09836	0,0000
Ce [°Brix]	-2,357	0,939206	-2,50957	0,0333
FA [kg/h]	4,62059	0,376248	12,2807	0,0000

Nótese en la Tabla 1 que el valor-P para ambas variables independientes se encuentra por debajo del límite de significancia por defecto $\alpha = 0,05$, por ende ambas son significativas con un nivel de confianza del 95% para el modelo de regresión, luego no sería conveniente su eliminación de éste.

3.3.2 Modelo de regresión no lineal para el coeficiente de transferencia de calor h en función de Ce y FA

De manera similar al ajustar los datos a un modelo no lineal se obtiene la expresión (26).

$$h = 189,77 * C_e^{-0,208125} * F_A^{0,33308} \quad (26)$$

Para efectos de interpretación de datos, el modelo no lineal se expresa de manera general de acuerdo a la ecuación (27).

$$h = a * C_e^c * F_A^b \quad (27)$$

El valor de $R^2 = 98,6873\%$ arrojado por Statgraphics Centurión, muestra una alta correlación entre las variables independientes y la variables respuesta h, indicando valores bajos en la varianza del error. El estadístico DW tiene para este modelo un valor de 1,26, esto indica una autocorrelación residual casi nula o

despreciable entre los residuos, en otras palabras descarta la posibilidad de que los errores sean independientes entre sí.

La tabla 2 muestra los parámetros del modelo de regresión no lineal de la variable coeficiente de transferencia, proporcionados por el software de análisis estadístico.

Tabla 2. Parámetros del modelo de regresión no lineal para el coeficiente de transferencia de calor h

Parámetro	Estimado	Error Estándar Asintótico	Intervalo Confianza Asintótico a 95,0%	
			Inferior	Superior
a	189,77	24,1587	135,119	244,421
b	0,33308	0,0121072	0,305692	0,360469
c	-0,208125	0,0387758	-0,295842	-0,120408

Al observar los intervalos asintóticos de los intervalos de confianza del 95,0% interpretamos que los parámetros b y c del modelo son significativos para la determinación del coeficiente debido a su poca proximidad a la nulidad.

Igualmente se sugiere tener en cuenta el valor de la desviación estándar del estimado equivalente a 7,08682 para el límite del rango experimental en experimentaciones subsecuentes.

Luego del análisis de ambos modelos de regresión, lineal múltiple y no lineal, se concluye que el modelo de regresión no lineal se ajusta mejor al conjunto de datos, debido a que el error entre las observaciones y los valores del modelo de regresión no linealizado ($1 - R^2$) es menor para éste.

4. DETERMINACIÓN DE UN MODELO DE CORRELACIÓN ENTRE LOS NÚMEROS ADIMENSIONALES Nu , Re Y Pr

Una vez calculados los valores para los números adicionales de estudio mediante las ecuaciones (18), (19) y (20), se determinó un modelo de correlación experimental para las mismas, siguiendo la forma general de la ecuación adimensional del coeficiente convectivo (28).

$$Nu = a * Pr^c * Re^b \quad (28)$$

Esta ecuación expresa en forma adimensional la transferencia de calor local de la placa al fluido.

La ecuación (29)[§] muestra el modelo de análisis adimensional ajustada obtenida a través de la regresión no lineal de los datos calculados de Re , Pr y Nu , contenidos en la tabla 7 del Anexo A.

$$Nu = 0,079904 * (Re^{0,346595}) * (Pr^{1,34382}) \quad (29)$$

Cabe resaltar que en el modelo de correlación $Nu = f(Re, Pr)$ encontrado, la velocidad de incremento de Pr es mayor a la de Re .

Se emplea una vez más la apreciación del coeficiente de correlación para expresar el grado asociación de Re y Pr , para el modelo de correlación de Nu . Un valor de R^2 ajustado igual a 95,492 % se presenta como un valor aceptado de significancia para los datos ajustados al modelo.

Durbin-Watson para este modelo corresponde a un valor de 0,377683. Esto sugiere que existe una correlación positiva entre las variables independientes. Esto puede inferirse analíticamente de las definiciones de Re y Pr , ya que ambas se ven afectadas por la variable viscosidad provocando este problema estadístico por interferencia.

[§] Esta ecuación de correlación es aplicable para procesos con condiciones de operación similares a las dispuestas para el montaje experimental de un EPP para la evaporación de JCA. Con valores de $328,43 \leq Re \leq 2245,78$ y $12,37 \leq Pr \leq 12,58$.

Los parámetros para el modelo de correlación de Nu, Re y Pr se presentan en la tabla 3.

Tabla 3. Parámetros del modelo de regresión no lineal adimensional

Parámetro	Estimado	Error Estándar Asintótico	Intervalo Confianza Asintótico a 95,0%	
			Inferior	Superior
a	0,079904	0,612911	-1,3066	1,46641
b	0,346595	0,0236161	0,293172	0,400019
c	1,34382	3,00442	-5,45266	8,14029

El análisis de los intervalos de confianza asintóticos con referencia a un valor límite de significancia para el modelo igual a cero (0), permite reconocer a simple vista que los parámetros b y c correspondientes a los exponentes de las variables Re y Pr, respectivamente, poseen significancia sobre la variable independiente Nu. Siendo el parámetro b más significativo debido a su alejamiento de la nulidad.

5. CONCLUSIONES

- El montaje a escala piloto permitió el análisis del efecto de las variables experimentales flujo másico y concentración de sólidos solubles, sobre el coeficiente de transferencia de calor.
- En una configuración de película en placa plana, el incremento del flujo másico del JCA de alimento para la etapa de evaporación, influye favorablemente sobre el valor del coeficiente de transferencia de calor.
- La concentración de sólidos solubles de entrada del JCA en la etapa de evaporación del proceso de producción de panela, con relación inherente a la viscosidad del mismo, presenta un efecto negativo sobre el coeficiente de transferencia de calor.
- El modelo de correlación adimensional representa adecuadamente al conjunto de datos adimensionales de estudio y es apropiado para un amplio rango de valores de Re .

6. BIBLIOGRAFÍA

ADIB, T; HEYD, B; & VASSEUR, J. Experimental results and modeling of boiling heat transfer coefficients in falling film evaporator usable for evaporator design. En: Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. Elsevier, 2009. Pág. 961-968.

ARIK, M; KOSAR, A; BOSTANCI, H. & BAR-COHEN, A. Advances in Heat Transfer: Pool boiling Critical Heat Flux in Dielectric Liquids and Nanofluids. Editado por Young I. Cho y George A. Green. Vol. 43. San Diego, CA: Elsevier, 2011. Pág. 1-76.

BIMBENET, J.J; DUQUENOY, A. Y TRYSTRAM G. Génie des procédés alimentaires. Dunod, Paris, 2002. Págs 553.

CHUN, K. & SEBAN, R. Heat transfer to evaporating liquid films. Transactions of the ASME: Journal of Heat Transfer. Vol. 93; Minnesota, US: 1971. Págs 391-396. **ISSN:** 0022-1481.

CHUN, K. & SEBAN, R. Performance prediction of falling –film evaporators, Transactions of the ASME: Journal of Heat Transfer. Vol. 94 No.4; Minnesota, US: 1972. Págs 432-436. **ISSN:** 0022-1481.

CHURCHILL, S; OZOE, H. Correlations for laminar forced convection in flow over an isothermal flat plate and developing and fully developed flow in an isothermal tube. Transactions of the ASME: Journal of Heat Transfer. New York. 1973.

FUJITA, T & UEDA, T. Heat transfer to falling liquid films and film breakdown II. Saturated liquid films with nucleate boiling. En: International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 21. Elsevier, 1978. Págs. 109–118.

GARCÍA, H; ALBARRACÍN, L; TOSCANO, A; SANTANA, N & INSUASTY, O. Guía tecnológica para el manejo integral del sistema productivo de caña panelera. En: Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria (2007); p. **ISBN:** 978-958-8311-17-3.

GLOVER, WILLIAM B. Selecting Evaporators for Process Applications. En: Chemical Engineering Progress. An AIChE Publication. Vol. 100, N°12, 2004. Págs. 26-33.

GORDILLO, GERARDO & GARCÍA, HUGO. 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, Santander: 1992. Págs. 12-15, 43.

GUERRERO, VÍCTOR. Análisis estadístico de series de tiempo económicas, Segunda Edición. México D.F: Thomson, 2003. Pág. 138.

HERNÁNDEZ, ROSEMBER. Determinación dinámica de los coeficientes globales de transferencia de calor para pailas aletada, redonda, plana, pirotubular y caldera enterrada (semicilíndrica), usadas en la industria panelera. Bucaramanga, 2004, 87 h. Trabajo de grado (Ingeniero Químico), Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química.

KRUPICZKA, R; ROTKEGEL, A. & ZIOBROWSKI, Z. Heat transfer to evaporating liquid films within a vertical tube. En: Chemical Engineering Progress. An AIChE Publication Vol. 41 No.1, 2002. Págs 23-28.

LIENHARD, J. A heat transfer textbook Third Edition. Massachusetts, US: Phlogiston Press, 2003. Págs, 762.

MINISTERIO DE AGRICULTURA Y DESARROLLO RURAL. Informe de rendición de cuentas gestión 2002–2010. □http://www.minagricultura.gov.co/archivos/informe_rendicion_cuentas_2002-2010.pdf □ [Citado el 05 de agosto de 2012].

MINTON, PAUL E. Handbook of Evaporation technology. New Jersey, US: Noyes Publications, 1986. Pág. 97.

MOJICA, A & PAREDES, J. Escenario de la investigación regional: el cultivo de la caña panelera y la agroindustria panelera en el departamento de Santander. En: Banco de la República. Informe de Coyuntura Económica Regional Departamento de Santander Segundo semestre. Bogotá, 2005. Pág. 57-68.

NIEVES, J & VALERO, R. Determinación de geometría y longitud de evaporadores para concentración de jugos de caña de azúcar. Bucaramanga, 2011. Trabajo de grado (Ingeniero Químico), Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química.

OSORIO, GUILLERMO. Manual Técnico: Buenas Prácticas Agrícolas -BPA- Y Buenas Prácticas de Manufactura -BPM-, en la producción de caña y panela. Medellín: FAO, 2007. Págs. 18-20.

PERRY, R & GREEN, D. Manual del Ingeniero Químico Edición 6. Bogotá D.C: McGraw-Hill, 2001. Págs . 2577.

PROST, J; GONZALEZ, M & URBICAIN, M. Determination and correlation of heat transfer coefficients in a falling film evaporator. En: Journal of Food Engineering. Vol. 73 No. 4. Elsevier, 2006. Págs 320–326.

QIU, D. & DHIR, V. Experimental study of flow pattern and heat transfer associated with a bubble sliding on downward facing inclined surfaces. En: Experimental Thermal and Fluid Science, Vol. 26. Elsevier, 2002. Págs 605-616.

SIMPSON, R y MIRANDA, V. Modeling and simulation of an industrial multiple effect evaporator: tomato concentrate. En: Journal of Food Engineering, Vol. 66. Elsevier, 2005. Págs. 203–210.

TIWARI, G; PRAKLASH, O & KUMAR, S. Evaluation of convective heat and mass transfer for pool boiling of sugar cane juice. En: Energy Conversion and Management Vol. 45. Elsevier, 2004. Págs. 171–179.

VELÁSQUEZ, HÉCTOR; CHEJNE, FARID & AGUDELO, ANDRÉS. Diagnóstico energético de los procesos productivos de la panela en Colombia. En: Revista Facultad Nacional de Agronomía, Vol. 57, No.2. Medellín, 2004. Pág. 12.

XU, Z; KHOO, B & WIJEYSUNDERA, N. Mass transfer across the falling film: Simulations and experiments. Chemical Engineering Science Vol. 63. Elsevier, 2008. Págs. 2559 – 2575.

HANKE, J & WICHERN, D. Pronósticos en los negocios octava edición. México: PEARSON Educación, 2006. Págs. 535.

BOWERMAN, B; O'CONNELL, R & KOEHLER, A. Pronósticos, series de tiempo y regresión, un enfoque aplicado cuarta edición. México: Cengage Learning, 2007. Págs. 720.

WEIERS, R. Introducción a la estadística para negocios quinta edición. México D.F: Editores S.A, 2006. Págs. 1010.

ANEXOS

ANEXO A. Datos obtenidos a partir del balance de masa en el evaporador de placa plana en película delgada

F_A (kg/h)	F_s (kg/h)	F_v (kg/h)	C_e (°Brix)	C_s (°Brix)
5,54	3,22	2,32	30,00	51,57
10,47	7,46	3,01	30,00	42,10
17,77	14,20	3,57	30,00	37,53
37,72	33,84	3,88	29,93	33,37
5,57	3,02	2,55	24,00	44,30
10,38	7,31	3,07	23,90	33,95
17,81	14,04	3,76	24,00	30,43
37,50	33,01	4,49	24,03	27,30
5,57	2,70	2,87	18,00	37,17
10,45	6,95	3,49	18,00	27,05
17,90	13,87	4,03	18,00	23,23
37,61	33,19	4,43	18,00	20,40

ANEXO B. Datos obtenidos a partir del balance de energía y valores calculados del coeficiente de transferencia de calor h , en el evaporador de placa plana en película delgada

Cp_{prom} (kJ/kg°C)	T_{alimento} (°C)	T_{salida} (°C)	T_s (°C)	Q_{sensible} (kJ/h)	Q_{latente} (kJ/h)	Q_{ap} (kJ/h)	ΔT	h (W/m ² °C)
3,08	75,0	98,9	164,80	407,68	5246,53	5654,22	77,9	155,17
3,09	74,9	98,5	166,00	762,78	6816,04	7578,82	79,3	204,14
3,09	74,7	98,3	166,23	1298,50	8077,27	9375,77	79,7	251,26
3,09	75,3	98,2	165,77	2671,78	8791,26	11463,04	79,0	309,97
3,09	74,6	98,6	165,00	412,18	5785,35	6197,53	78,4	168,86
3,09	74,9	98,2	164,95	749,98	6963,10	7713,07	78,4	210,20
3,09	74,5	98,2	167,33	1300,06	8525,38	9825,44	81,0	259,24
3,09	75,2	98,1	168,43	2650,26	10162,22	12812,48	81,8	334,76
3,08	75,2	98,3	165,33	396,85	6508,55	6905,40	78,6	187,83
3,09	74,7	98,1	165,70	756,75	7915,46	8672,20	79,3	233,60
3,09	74,5	98,0	167,37	1302,62	9134,89	10437,51	81,1	275,00
3,09	74,5	98,0	167,03	2732,26	10023,25	12755,51	80,8	337,38

ANEXO C. Valores estimados de los números adimensionales para la película delgada en el evaporador de placa plana

μ_{prom} (kg/m*s)	k_{Prom} (W/m°C)	Re	Pr	Nu
0,00012247	0,03029	328,43	12,46	16,22
0,00012285	0,03027	618,91	12,53	21,58
0,00012328	0,03026	1046,66	12,58	25,05
0,00012198	0,03028	2245,78	12,43	32,25
0,00012306	0,03026	328,95	12,55	17,30
0,0001225	0,03026	615,64	12,50	22,00
0,00012315	0,03025	1050,03	12,58	27,14
0,0001217	0,03027	2237,48	12,41	35,02
0,00012137	0,03028	333,40	12,37	18,40
0,0001225	0,03025	619,25	12,51	23,94
0,00012275	0,03024	1059,25	12,55	28,34
0,0001227	0,03024	2226,27	12,54	35,33

ANEXO D. Valores calculados de F_A y C_e de acuerdo al diseño experimental desarrollado y valores estimados del coeficiente de transferencia de calor h .

F_A (kg/h)	C_e (°Brix)	$h(W/m^2°C)$
5,54	30,00	155,17
10,47	30,00	204,14
17,77	30,00	251,26
37,72	29,93	309,97
5,57	24,00	168,86
10,38	23,90	210,20
17,81	24,00	259,24
37,50	24,03	334,76
5,57	18,00	187,83
10,45	18,00	233,60
17,90	18,00	275,00
37,61	18,00	337,38

