

**DETERMINACIÓN DE GEOMETRÍA Y LONGITUD DE EVAPORADORES PARA
CONCENTRACIÓN DE JUGOS DE CAÑA DE AZÚCAR**

**JORGE LUIS NIEVES TAYO
EIDY ROCIO VALERO MELO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2011

**DETERMINACIÓN DE GEOMETRÍA Y LONGITUD DE EVAPORADORES PARA
CONCENTRACIÓN DE JUGOS DE CAÑA DE AZÚCAR**

JORGE LUIS NIEVES TAYO

EIDY ROCIO VALERO MELO

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

Directores:

I.Q. Ph. D. ARLEX CHAVES

I. A. M.Sc. HUGO R. GARCÍA B.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2011

DEDICATORIA

A Dios por permitirme vivir este momento

A la memoria de mi padre Próspero

A mi madre Rosa María por su esfuerzo, apoyo incondicional y fortaleza en mis momentos de desánimo.

A mi hermana Jenny por su eterna comprensión y amor

A mis tíos María y Salvador por su constante respaldo y motivación durante toda mi carrera.

A mi compañero de proyecto por su paciencia

EIDY ROCIO

*Dedico éste proyecto y toda mi carrera universitaria a Dios por ser quien ha estado
a mi lado en todo momento
A mis padres Rosalba y Orlando que me dieron ese cariño y calor humano para
seguir adelante
A mis hermanos Diego Andrea y Camila por estar siempre pendientes de mis
problemas, alegrías y tristezas
A mi compañera de tesis por esos momentos de alegría que serán inolvidables*

JORGE LUIS

AGRADECIMIENTOS

A la Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria **CORPOICA**, quien por intermedio de su estación experimental CIMPA, asesoró, financió y puso a nuestra disposición sus instalaciones y equipos para el desarrollo de este proyecto.

A **OSCAR ANDRES MENDIETA**, Ingeniero Químico, por su apoyo incondicional durante el proyecto.

A **HUGO REINEL GARCIA B.**, Ingeniero Agrónomo, M.Sc., Director de proyecto por su gran colaboración.

A **ARLEX CHAVES**, Ingeniero Químico Ph.D, Director de proyecto por su colaboración y paciencia.

A **ZAMIR SANCHEZ**, Ingeniero Químico, por su colaboración durante el desarrollo del proyecto.

A **RODRIGO BUITRAGO TEYO**. IQ M.Sc. Ingeniero de CORPOICA por su ayuda

A **JORGE OSORIO**, Funcionario de CORPOICA, por su carisma y colaboración.

A los funcionarios y trabajadores de **CORPOICA-CIMPA** por su amabilidad y ayuda.

ACLARATORIA

El presente trabajo de grado forma parte del proyecto “desarrollo de modelos demostrativos de hornillas paneleras de alta eficiencia térmica y bajo impacto ambiental de acuerdo con los niveles socioeconómicos y técnicos de las principales regiones productoras de panela en Colombia”, financiado por el Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural. Para su realización, este proyecto fue coordinado, dirigido y financiado parcialmente por la Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria CORPOICA, por lo tanto, los derechos de autor pertenecen en primera instancia a los estudiantes Jorge Luis Nieves Tayo y Eidy Rocio Valero Melo, a la Universidad Industrial de Santander y a CORPOICA y los resultados podrán ser utilizados para las actividades de divulgación y transferencia de tecnología en actividades sin ánimo de lucro por cualquiera de las tres partes.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	20
1. MARCO TEÓRICO	21
1.1 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PANELA.....	21
1.2 HORNILLA PANELERA	22
1.2.1 Partes de la hornilla panelera.	22
1.3 EVAPORADORES UTILIZADOS EN LA INDUSTRIA PANELERA	23
1.4 MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA EVAPORACIÓN EN HORNILLAS PANELERAS	24
2. DESARROLLO EXPERIMENTAL.....	26
2.1 DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL DE ACUERDO A LA GEOMETRÍA DE LOS FONDOS ACANALADOS.	27
2.1.1 Criterios de selección de la geometría para los fondos acanalados.....	27
2.1.2 Construcción de los evaporadores.....	27
2.1.3 Diseño de experimentos	28
2.1.3.1 Variables del proceso.....	29
2.2 DETERMINACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA LONGITUD SOBRE EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL.	30
2.2.1 Dimensionamiento y construcción de los evaporadores	30
2.2.2 Diseño de experimentos.....	31
2.3 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	31
3. RESULTADOS Y ANÁLISIS	34
3.1 EVAPORADORES ACANALADOS	34
3.1.1 Análisis de evaporadores acanalados en función de la altura	36
3.1.2 Análisis comparativo de las geometrías.....	37
3.1.3 Análisis estadístico de los evaporadores acanalados.....	38

3.2 EVAPORADORES PLANOS EN FUNCIÓN DE LA LONGITUD	39
3.2.1 Análisis de los evaporadores en función de la longitud.	40
3.2.2 Análisis estadístico de evaporadores planos	43
4 CONCLUSIONES	45
5 RECOMENDACIONES.....	46
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	47
ANEXOS.....	49

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Resultados experimentales históricos de evaporadores en la industria panelera.....	23
Tabla 2. Datos constantes de la experimentación.	25
Tabla 3. Geometrías y criterios para la selección de canales.....	27
Tabla 4. Arreglos de geometría y posición.....	29
Tabla 5. Arreglos de longitud y posición a una altura de 15cm al piso del ducto. .	31
Tabla 6. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador triangular de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.	35
Tabla 7. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador trapezoidal de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.	35
Tabla 8. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador circular de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.	35
Tabla 9. Análisis de las temperaturas dentro del ducto	38
Tabla 10. Análisis de variables respecto al tipo de evaporador acanalado.....	38
Tabla 11. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 50 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.	39
Tabla 12. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 100 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.	39
Tabla 13. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 150 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.	39
Tabla 14. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 200 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.	40
Tabla 15 Análisis estadístico de la temperatura para evaporador plano.....	43

Tabla 16. Análisis estadístico de agua evaporado y calor calculado para evaporador plano43

Tabla 17. Análisis estadístico de U para evaporador plano44

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Hornilla panelera de evaporadores acanalados.....	26
Figura 2. Hornilla panelera de evaporadores planos	26
Figura 3. Dimensionamiento de los evaporadores acanalados triangular, trapezoidal y circular	28
Figura 4. Esquema general de ubicación de evaporadores y equipos de medición.	29
Figura 5. Dimensionamiento de los evaporadores planos de 0.5, 1, 1.5 y 2 metros.....	30
Figura 6. Diseño factorial para los evaporadores acanalados.	32
Figura 7. a) Marca de nivel b) control de flujo de agua en un evaporador acanalado	32
Figura 8. Desmonte de arreglo de evaporadores a) acanalados b) planos	33
Figura 9. Montaje para mantener el nivel de agua constante en los evaporadores	33
Figura 10. Temperatura de los gases dentro del ducto.....	34
Figura 11. Grafica de comparación entre las dos alturas al piso del ducto con respecto al U.....	37
Figura 12. Grafica del comportamiento de U respecto al calor experimental de las geometrías acanaladas a una altura de 8cm.....	37
Figura 13. a) Grafica de la cantidad de agua evaporada total por arreglo. b) Perfil de temperatura para cada arreglo	41
Figura 14. Grafica del comportamiento de U respecto al calor experimental de evaporadores planos en la posición 1.....	41
Figura 15. Grafica del U Vs longitud del evaporador plano a partir del análisis estadístico.....	42

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Proceso de Producción de Panela	48
Anexo C. Procedimiento para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor y el calor teórico.	51
Anexo D. Resultados de las repeticiones experimentales del proyecto.....	53
Evaporador Triangular	53
Anexo E Análisis de varianza de evaporadores acanalados	58

NOMENCLATURA

- A:** Área de transferencia de calor (m^2)
- C_p:** Calor específico del líquido a presión constante ($J/kg^{\circ}C$)
- DMLT:** Diferencia Media Logarítmica de Temperatura ($^{\circ}C$)
- g:** Gravedad (m/s^2)
- H₂O_{EVA}:** Cantidad de agua evaporada (kg/h)
- k_i:** Conductividad térmica ($W/m \cdot ^{\circ}C$)
- P:** Potencia del quemador (kW)
- Px:** Posición
- q_{ACPM}:** Combustible consumido (m^3/h)
- q:** Flujo de calor (kW/m^2)
- Q:** Flujo de energía o calor (kW)
- Q_{exp}:** Flujo de energía aprovechado del calor latente y sensible en la experimentación (kW).
- Q_{latente}:** Cantidad de calor aprovechado por la evaporación (kW)
- Q_{teorico}:** Flujo de energía teórico calculado a partir de la correlación de Rohsenow. (kW/m^2)
- T_{ebullición}:** Temperatura de ebullición del agua ($^{\circ}C$).
- T_{ENGas}:** Temperatura entrada de gases antes de cada evaporador ($^{\circ}C$)
- T_{fagua}:** Temperatura final del agua después de cada experimento ($^{\circ}C$)
- T_{iagua}:** Temperatura inicial del agua antes de cada experimento ($^{\circ}C$)
- T_{PROMgas}:** Temperatura promedio de los gases bajo cada evaporador ($^{\circ}C$)
- T_{SALgas}:** Temperatura salida de gases después de cada evaporador ($^{\circ}C$)
- U:** Coeficiente global de transferencia de calor ($W/m^2^{\circ}C$)
- VCN_{ACPM}:** Valor calorífico neto del ACPM ($45000kJ/kg$)
- ΔH_{vap} :** Calor latente de vaporización (J/kg)
- ΔT :** Diferencia de temperatura de los gases antes y después de cada evaporador ($^{\circ}C$)
- ΔT_{sat} :** $T_{pared} - T_{saturación}$ ($^{\circ}C$)
- μ_i :** Viscosidad absoluta ($kg/m \cdot s$)
- ρ :** Densidad del ACPM ($850 kg/m^3$)
- ρ_l :** Densidad del líquido (kg/m^3)
- ρ_v :** Densidad del vapor (kg/m^3)
- σ :** Tensión superficial (N/m)

RESUMEN

TITULO: DETERMINACIÓN DE GEOMETRÍA Y LONGITUD DE EVAPORADORES PARA CONCENTRACIÓN DE JUGOS DE CAÑA DE AZÚCAR*

AUTORES: Nieves Tayo Jorge Luis; Valero Melo Eidy Rocío**

PALABRAS CLAVE: Evaporadores acanalados, coeficiente global de transferencia de calor, evaporación abierta, hornilla panelera, trapiche.

DESCRIPCIÓN:

En los últimos años se ha venido mejorando la tecnología de las hornillas paneleras con el objetivo de disminuir los costos de producción y los impactos ambientales. Para lograr este objetivo, es fundamental aumentar nuestro conocimiento de los fenómenos de transferencia de calor en los evaporadores utilizados en la industria panelera.

En este trabajo, desarrollado en la EE CIMPA se estableció el coeficiente global de transferencia de calor de un evaporador plano y otro acanalado, el primero en función de la longitud y el segundo en función de la geometría de intercambio; como fluido de prueba se utilizó agua. En los evaporadores acanalados se determinó el coeficiente global de transferencia de calor (U), para las geometrías triangular, trapezoidal y circular, en función de la temperatura y velocidad de los gases, las cuales se organizaron en 3 arreglos a dos alturas del piso del ducto (8 cm y 15 cm). En evaporadores de fondo plano se determinó el U con longitudes de 0,5, 1,0, 1,5 y 2,0m en función de la temperatura y velocidad de los gases a una altura de 15cm al piso del ducto.

El U varió entre 28-74 W/m²°C obteniéndose los mejores resultados en el evaporador triangular. Se encontró que la longitud de los evaporadores tuvo una relación inversa con el coeficiente global de transferencia de calor. El área de transferencia de contacto de los gases es una variable inversa al coeficiente global; situación influyente en los resultados experimentales del proyecto, donde el evaporador plano tiene un U mayor que el acanalado aunque transfiera menor cantidad de calor.

* Proyecto de grado

** Escuela de Ingeniería Química, Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Universidad Industrial de Santander. Directores. Dr Hugo Garcia y Dr. Arlex Chaves

ABSTRACT

TITLE: DETERMINATION OF GEOMETRY AND LENGTH OF EVAPORATORS FOR CONCENTRATION OF SUGAR CANE JUICE.*

AUTHORS: Nieves Tayo Jorge Luis; Valero Melo Eidy Rocio**

KEYWORDS: Fluted evaporators, global heat transfer coefficient, opened evaporation, brown sugarloaf burner, sugar mill.

DESCRIPTION:

In recent years the brown sugarloaf burner technology has been improving in order to reduce the production cost and environmental degradation. In order to achieve this objective, it is essential to increase our knowledge regarding the heating transfer phenomena in the evaporators used in sugarloaf industry.

In this work, developed at the EE CIMPA, a global heat transfer coefficient was set on a flat evaporator and a fluted evaporator, the first one based on length and the second one based on interchanged geometry; water was used as testing fluid. In fluted evaporators, the global heat transfer coefficient (U) was determined for triangular, trapezoidal and circular geometries, based on temperature and speed of gasses; these geometries were arranged on three sets at two different heights of the duct's floor (8cm and 15cm). In flat evaporators, U was determined with lengths of 0.5, 1.0, 1.5 and 2m based on temperature and speed of gasses at a height of 15cm of the duct's floor.

U varied between 28-74 W/m²°C obtaining the best results on the triangular evaporator. We found that the evaporators' length had an inverse relation with the global heating transfer coefficient. The gas contact transference area is an inverse variable to the global coefficient; a situation that is influential in the experimental results of the project, where the flat evaporator has a bigger U than the fluted one although it transfers a less heat amount.

* Thesis project

** School of Chemical Engineering, Faculty of Physical Chemistry Engineering, Universidad Industrial de Santander. Directors: Dr. Hugo García and Dr. Alex Chaves

INTRODUCCIÓN

La industria panelera, principal fuente de ingresos económicos en la hoya del Río Suárez [3] (entre Boyacá y Santander) mantiene un sistema de producción que aprovecha ineficazmente la energía térmica, lo cual ha conllevado a bajas eficiencias en las etapas de evaporación y concentración de los jugos de la caña de azúcar realizada en evaporadores abiertos.

El presente trabajo abarca también la comprensión de la variación del coeficiente de transferencia de calor global con la longitud y la relación con la eficiencia del proceso de producción de panela. Por tal razón, el objetivo de este trabajo consiste en determinar cuáles geometrías y longitudes empleadas en la construcción de evaporadores abiertos permite obtener mayores eficiencias energéticas durante el proceso de evaporación y concentración de los jugos de la caña de azúcar.

Con el fin de mejorar las eficiencias de estos procesos, se han realizado estudios para evaluar el rendimiento térmico de nuevos evaporadores como lo son; los evaporadores planos, pirotubulares, semicilíndricos y aleteados. En esta ocasión se evaluaron diseños acanalados con diferentes geometrías en las hornillas.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PANELA

El proceso de producción de panela (Anexo A). Consiste en concentrar el jugo de caña de azúcar de 18 a 92 °Brix manteniendo un pH de 5,5 aproximadamente, para inhibir la inversión de sacarosa.

El proceso inicia con la extracción de los jugos en un molino de hierro el cual es accionado eléctrica o químicamente. La caña es entonces sometida a compresión obteniendo el jugo crudo; la extracción oscila entre 55 y 64%, con relación al peso de la caña. Después de extraer el jugo se realiza la prelimpieza aprovechando las diferencias de densidades entre jugos e impurezas. Posteriormente, se realiza la clarificación de los jugos en un evaporador que recibe los jugos dentro de la hornilla. En esta etapa los jugos se calientan desde la temperatura ambiente hasta 65°C, temperatura a la cual se le añade un mucílago vegetal como clarificante, normalmente es el balso y su función es separar los residuos de caña presentes en el jugo y otras sustancias coloidales, los cuales se denominan cachazas que se retiran manualmente con ayuda de un cazo [5].

Posteriormente viene la evaporación, donde se aumenta la concentración de sólidos solubles presentes en el jugo; por lo general se concentran desde 17 hasta 92 °Brix para obtener una miel que es llevada a un recipiente donde se homogeniza, finalmente la miel se moldea en gaveras de madera donde, se solidifica a temperatura ambiente para finalmente obtener la panela. Al finalizar el secado de la panela esta se empaca en cajas de cartón o costales de fique y se almacena en un lugar seco para su posterior distribución.

1.2 HORNILLA PANELERA

El dispositivo térmico que se utiliza para la elaboración de panela, generalmente llamado *hornilla panelera*, es un equipo de transformación de la energía del bagazo en energía calorífica para el proceso de evaporación abierta a fuego directo. Ésta hornilla está formada por tres zonas bien definidas (Figura 1).

1.2.1 Partes de la hornilla panelera.

La primer zona de la hornilla panelera, es la *zona de combustión* constituida por una cámara de combustión; espacio confinado que suele ubicarse en la parte anterior de la hornilla, donde se realiza la combustión del bagazo. Este consta de cenicero, puerta de alimentación y parrilla; el *cenicero* se encuentra directamente bajo el emparrillado, su función es almacenar la ceniza que se produce al quemar el bagazo además de canalizar y precalentar el aire necesario para la combustión.

La segunda zona de transferencia de calor, que está conformada por el ducto de humos y los evaporadores. Las partes que constituyen el ducto son las paredes y muros de soporte, el piso, los arcos y los evaporadores los cuales están ubicados de forma tal que su base conforma el techo del ducto de humos permitiendo el intercambio energético necesario para la evaporación de los jugos de caña de azúcar con los gases calientes que llegan desde la zona de combustión [2].

La tercera zona de evacuación o chimenea; es un conducto vertical de ladrillo o lámina de hierro, ubicado al final de la hornilla y empalmado directamente con el ducto de humos. Los gases producto de la combustión viajan desde la cámara de combustión a través del ducto, requiriendo para su transporte una fuerza motriz generada por la potencia de la chimenea. Esta fuerza debe ser suficiente para vencer la resistencia al paso de los gases (resistencia que se origina en las pérdidas de presión a través de toda la hornilla) y para crear una diferencia de

presión, llamada *tiro*, que garantice el suministro del aire necesario para la combustión del bagazo y el transporte de los gases a través del ducto.

1.3 EVAPORADORES UTILIZADOS EN LA INDUSTRIA PANELERA

Es el conjunto de recipientes metálicos que reciben energía para clarificar, evaporar y concentrar los jugos y mieles de la caña. La geometría, el área, la relación área de transferencia a volumen, temperatura, velocidad de los gases de combustión y el área transversal del ducto son algunos de los factores que inciden significativamente sobre la transferencia de calor.

Los evaporadores más comunes son los semiesféricos, semicilíndricos, planos, aleteados y pirotubulares (tabla 1) (Anexo B). [6]

Tabla 1. Resultados experimentales históricos de evaporadores en la industria panelera.

Evaporador	Temperatura promedio de los gases (°C)	Área de intercambio de calor (m ²)	Calor transferido (kw)	Coefficiente de transferencia de calor (w/m ² .°c)
Semicilíndrico	353-657	2	77	69
Semiesférico	739-964	0,82	61	86
Plano	511-882	0,60	40	85
Aleteado	499-812	2,65	44	23
Pirotubular	519-758	2,47	55	34

Para éste proyecto los evaporadores construidos son de forma acanalada en la base con tres geometrías diferentes, que buscan maximizar el área de transferencia de calor [10]. La ecuación general para el área de transferencia está dada por:

$$dA = \frac{dQ}{U\Delta T} \quad (1)$$

1.4 MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA EVAPORACIÓN EN HORNILLAS PANELERAS

La transferencia de calor es el mecanismo por el cual se intercambia energía térmica o radiante entre distintos cuerpos, o entre diferentes partes de un mismo cuerpo que están a distinta temperatura [4].

El coeficiente de transferencia de calor global U depende directamente del área de contacto y el calor que se transfiere mediante convección, radiación y/o conducción [11,12]. Aunque estos tres procesos pueden tener lugar simultáneamente, puede ocurrir que dos mecanismos predominen sobre el otro como sucede en éste caso.

En los evaporadores el coeficiente de transferencia de calor global se da principalmente por la combinación de los mecanismos de convección y radiación, en particular el mecanismo convectivo se lleva a cabo por la diferencia de temperaturas que hay entre el jugo y los gases de combustión que hacen contacto con la parte baja del evaporador cuando atraviesan la zona de evaporación de la hornilla. Esta transferencia de calor convectiva puede ser caracterizada por un coeficiente de convección el cual depende de la geometría, régimen del flujo y propiedades del fluido. Por otro lado la transferencia de calor por radiación no necesita del contacto directo, sino que pueden llevarse a cabo en vacío, fenómeno que sucede cuando la llama del quemador de ACPM transfiere la energía directamente al evaporador y no por el contacto de gases.[5,8].

El calor latente en cada evaporador se calcula experimentalmente con la cantidad de agua evaporada y su entalpía de evaporación:

$$Q_{latente} = M_{aguaevaporada} * \Delta H_{evaporación} \quad (2)$$

Cuando la temperatura del agua en el evaporador no alcanza el grado de ebullición, el calor aprovechado se calcula con la capacidad calorífica y diferencia de temperatura:

$$Q_{sensible} = M_{aguaevaporada} \cdot C_{p_{agua}} (T_{1f} - T_{1i}) \quad (3)$$

Con el calor aprovechado, las temperaturas a la entrada y salida de cada evaporador y el área de transferencia de calor de los gases se calculan el coeficiente global de transferencia de calor: (Anexo C)

$$U = \frac{Q_{exp}}{A \cdot DMLT} \quad (4)$$

Se define un valor medio de temperatura a partir de la Diferencia Media Logarítmica de Temperatura para determinar un coeficiente global [10]:

Tabla 2. Datos constantes de la experimentación.

PROPIEDADES DEL AGUA		OTRAS PROPIEDADES	
T _{EBULLICIÓN} (°C) a una presión de 0,9 atm	96,4	Constante correlación de Rohsenow	0,0133
ΔH vaporización (kJ/kg)	2289	Gravedad (m/s ²)	9,81
C _{p_{agua}} (kJ/kg°C)	4,1868	Tensión superficial superficie (N/m)	0,059286
Conductividad (W/m.°C)	0,67911	Potencia del quemador (KW)	233
Viscosidad (kg/m.s)	2,899E-04	Prandtl del liquido sat	1,79
Densidad liquido (kg/m ³)	950,9	Densidad vapor (kg/m ³)	0,52176

2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

La etapa experimental se desarrolló en la planta piloto de la Estación Experimental CIMPA localizada en el municipio de Barbosa(Santander) , Para el desarrollo de la investigación se usó una hornilla experimental con la siguiente configuración. (Figura 1) para evaporadores acanalados y (Figura 2) para evaporadores planos

Figura 1. Hornilla panelera de evaporadores acanalados

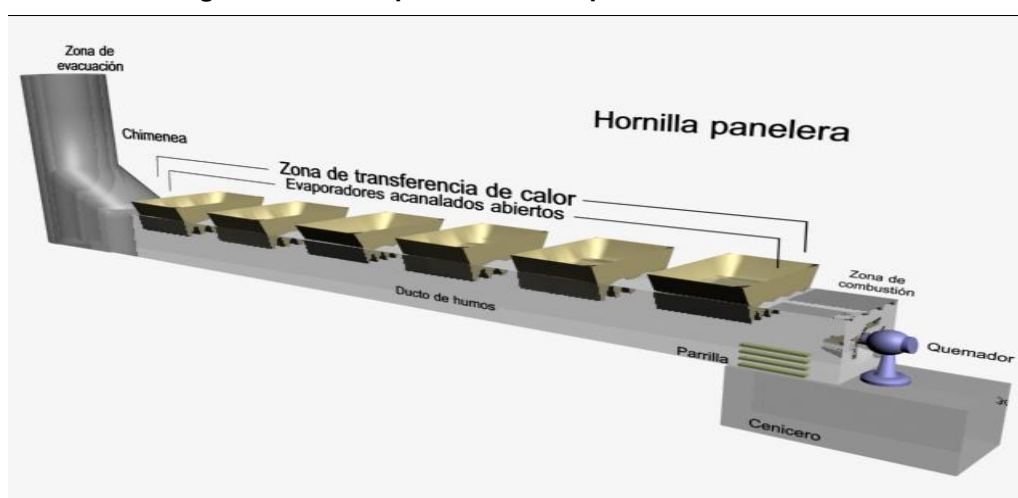
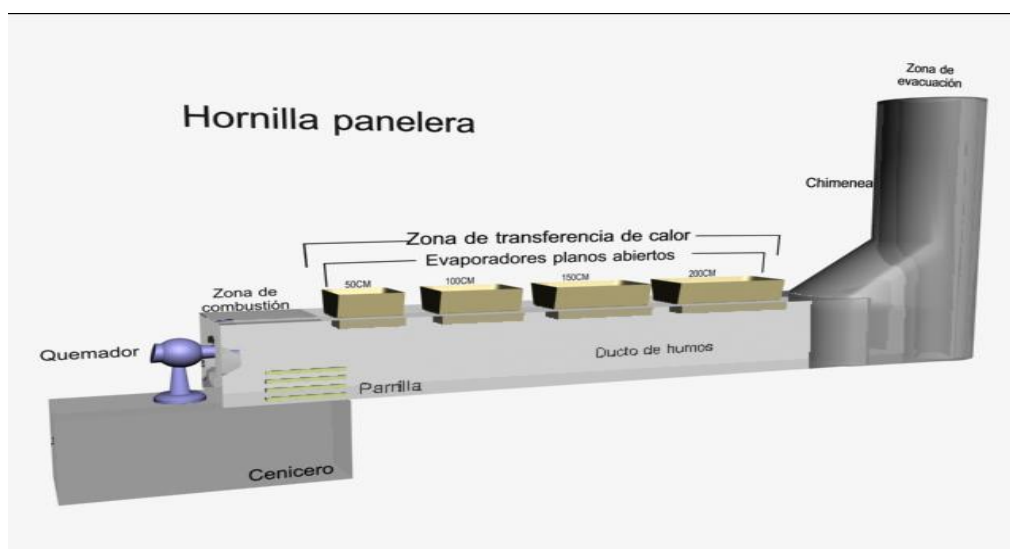


Figura 2. Hornilla panelera de evaporadores planos



2.1 DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL DE ACUERDO A LA GEOMETRÍA DE LOS FONDOS ACANALADOS.

Se determinó el coeficiente de transferencia de calor global de los evaporadores acanalados utilizando agua como fluido para facilitar la etapa experimental.

2.1.1 Criterios de selección de la geometría para los fondos acanalados

Tabla 3. Geometrías y criterios para la selección de canales

Criterio de selección	Tipo de Geometría					
	Cuadrado	Triangular	Trapezoidal	Pentagonal	irregulares	Circular
Área de contacto	X	✓	✓	✓	✓	✓
Construcción	✓	✓	✓	X	X	✓
Limpieza de los canales	✓	X	✓	X	X	✓

Teniendo como criterio de selección el área de contacto, la facilidad de construcción y la facilidad de limpieza se escogieron la geometría triangular, circular y trapezoidal para hacer los evaporadores acanalados (tabla 3), siendo el área de contacto la variable más influyente.

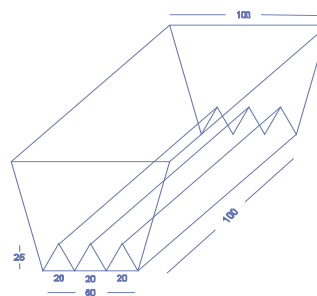
2.1.2 Construcción de los evaporadores

Los canales de los evaporadores se construyeron con una altura de 25 cm. El número de canales dependió de la geometría de los mismos y del ancho del ducto de la hornilla.

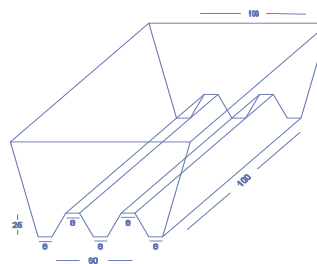
Entre más canales, mayor es el área de transferencia de calor; por el diseño, la geometría triangular tuvo tres canales y la geometría trapezoidal y circular dos. (Figura 3).

Figura 3. Dimensionamiento de los evaporadores acanalados triangular, trapezoidal y circular

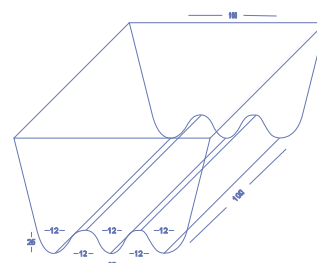
Evaporador de fondo triangular	
Largo	1 m
Ancho	0.60 m
Profundidad del canal	0.25 m
Número de canales	3
Área de intercambio de calor	2.35 m ²



Evaporador de fondo trapezoidal	
Largo	1 m
Ancho	0.60 m
Profundidad	0.25 m
Número de canales	2
Área de intercambio de calor	2.05 m ²



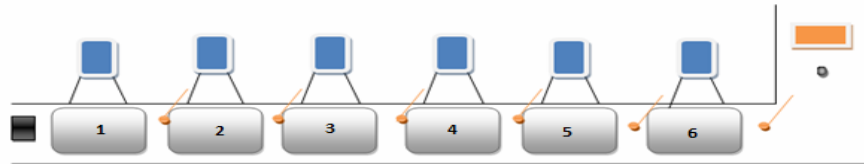
Evaporador de fondo circular	
Largo	1 m
Ancho	0.60 m
Profundidad	0.25 m
Número de canales	2
Área de intercambio de calor	2.17 m ²








2.1.3 Diseño de experimentos

Para la realización de las pruebas experimentales los evaporadores tomaron a lo largo del ducto de humos diferentes posiciones (Figura 4), de forma que en el último evaporador la temperatura disminuyó a medida que los gases de combustión iban transfiriendo la energía al fluido dentro de los evaporadores.

Figura 4. Esquema general de ubicación de evaporadores y equipos de medición.



Donde:

-  Chimenea
-  Termocuplas para medir la temperatura de los gases
-  Quemador de ACPM
-  Evaporadores
-  Tanques para controlar el nivel de agua

2.1.3.1 Variables del proceso

Para la metodología experimental se seleccionó la geometría del fondo acanalado, que determina el área de transferencia de calor, especificándose la triangular, trapezoidal y circular. La temperatura de los gases a la entrada y salida de cada evaporador, la tasa de evaporación de agua y el coeficiente de transferencia de calor global, como variables dependientes de la geometría del fondo acanalado, la posición del evaporador y altura del evaporador al piso del ducto de 8 y 15cm se evaluaron durante la experimentación.

La geometría y la posición se combinaron en una variable llamada arreglo, donde se evaluó un orden intercalado de las tres geometrías construyéndose dos evaporadores de cada una de ellas; teniendo en cuenta su simultaneidad en dos posiciones diferentes resultan tres arreglos (tabla 4.)

Tabla 4. Arreglos de geometría y posición

Arreglo	Posición					
	1	2	3	4	5	6
Arreglo 1	Triangular	Trapezoidal	Circular	Triangular	Trapezoidal	Circular
Arreglo 2	Trapezoidal	Circular	Triangular	Trapezoidal	Circular	Triangular
Arreglo 3	Circular	Triangular	Trapezoidal	Circular	Triangular	Trapezoidal

2.2 DETERMINACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA LONGITUD SOBRE EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL.

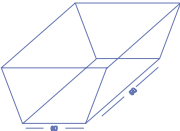
Utilizando cuatro longitudes diferentes previamente establecidas se logró determinar el coeficiente de transferencia de calor global para los evaporadores planos.

2.2.1 Dimensionamiento y construcción de los evaporadores

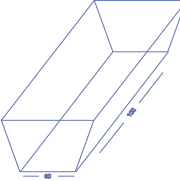
Para realizar estas pruebas se necesitaron 4 evaporadores planos de 0,5, 1,0, 1,5 y 2,0 metros respectivamente, ubicados a 15 cm del piso del ducto (figura 5).

Figura 5. Dimensionamiento de los evaporadores planos de 0,5, 1,0, 1,5 y 2,0 metros

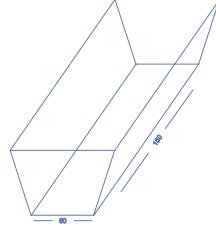
Evaporador plano de 0.5 m	
Largo	0.5 m
Ancho	0.60 m
Área de intercambio de calor	0.3 m ²



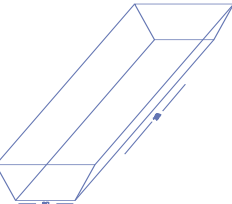
Evaporador plano de 1 m	
Largo	1 m
Ancho	0.60 m
Área de intercambio de calor	0.6 m ²



Evaporador plano de 1.5 m	
Largo	1.5 m
Ancho	0.60 m
Área de intercambio de calor	0.9 m ²



Evaporador plano de 2 m	
Largo	2 m
Ancho	0.60 m
Área de intercambio de calor	1.2 m ²



2.2.2 Diseño de experimentos

Para estudiar la influencia de la longitud en los evaporadores planos se analizaron las siguientes variables: Posición o ubicación del evaporador dentro de la hornilla considerándose cuatro posiciones diferentes, la longitud del evaporador de 0,5, 1,0,1,5 y 2,0m la temperatura de los gases a la entrada y salida de cada evaporador y la tasa de evaporación de agua.

La temperatura de los gases, la tasa de evaporación de agua y el coeficiente de transferencia de calor global, dependen de la posición y longitud del evaporador. La longitud y la posición se combinaron en una variable llamada arreglo evaluada a 15cm del al piso del ducto (tabla 5)

Tabla 5. Arreglos de longitud y posición a una altura de 15cm al piso del ducto.

Arreglo	Posición			
	1	2	3	4
Arreglo 1	2 metros	1,5 metros	1,0 metros	0,5 metros
Arreglo 2	1,5 metros	1,0 metros	0,5 metros	2 metros
Arreglo 3	1,0 metros	0,5 metros	2 metros	1,5 metros
Arreglo 4	0,5 metros	2 metros	1,5 metros	1,0 metros

2.3 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Las pruebas se realizaron utilizando como combustible ACPM logrando un régimen estable de los gases de combustión en el ducto. La potencia del quemador de ACPM se mantuvo constante a 233 KW y se calculó a partir de la siguiente ecuación:

$$P = q_{ACPM} * \rho * VCN_{acpm} \quad (5)$$

Los experimentos para los evaporadores acanalados se llevaron a cabo en tres arreglos diferentes como se observa en la tabla 4. Donde cada uno se evaluó a 8 y 15 cm del piso del ducto para un total de seis experimentos (figura 6).

Figura 6. Diseño factorial para los evaporadores acanalados.



A los evaporadores se les realizó una marca inicial de nivel para observar el nivel de agua y así lograr mantenerlo constante; la alimentación se realizó mediante un control de caudal de flujo de agua proveniente del tanque hacia el evaporador, éste caudal fue determinado en las pruebas de exploración (figura 7).

Figura 7. a) Marca de nivel b) control de flujo de agua en un evaporador acanalado



a)



b)

Los experimentos para los evaporadores planos se llevaron a cabo en cuatro arreglos diferentes (tabla 5) donde cada uno se evaluó a una altura fija de 15 cm del piso del ducto para un total de 4 experimentos y al igual que el caso anterior el nivel de agua se mantuvo constante.

Los datos de cada experimento tanto para los evaporadores acanalados como los planos se tomaron haciendo 3 repeticiones durante el día (anexo D), para un total de 5 horas de prueba. El desmonte de arreglos se hizo el mismo día (figura 8),

para un total de 6 días de la etapa experimental para los acanalados y de 4 días para los planos.

Figura 8. Desmonte de arreglo de evaporadores a) acanalados b) planos



a)

b)

En cada experimento se tomó la temperatura de los gases cada 30 segundos, durante las 3 horas de prueba, a la entrada y salida de cada evaporador por medio de 7 termocuplas para los canalados y de 5 para los planos; conectadas a un medidor de temperatura (Datalogger) que simultáneamente enviaba los datos a un computador portátil, donde se utilizó el software MicroScan V.5 para procesar la información.

La tasa de evaporación de agua se midió por el descenso de nivel en el tanque al final de cada experimento. El tanque se conectó por medio de un tubo al evaporador, logrando mantener el nivel constante durante el experimento (figura 9).

Figura 9. Montaje para mantener el nivel de agua constante en los evaporadores

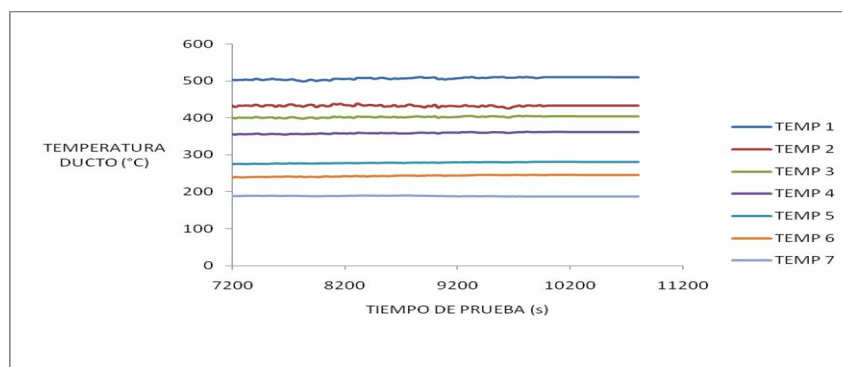


3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

A continuación se muestran los resultados obtenidos en las pruebas experimentales realizadas en la hornilla panelera plana tipo CIMPA para las 3 geometrías seleccionadas de evaporadores acanalados y los 4 evaporadores de fondo plano de diferente longitud.

Las temperaturas de los gases dentro del ducto mantuvieron un régimen estable durante las pruebas experimentales luego de las dos horas de precalentamiento. Ver figura 10.

Figura 10. Temperatura de los gases dentro del ducto



3.1 EVAPORADORES ACANALADOS

En las tablas 6 - 8 se muestran los resultados experimentales de cada una de las geometrías acanaladas estudiadas y los cálculos del coeficiente global de transferencia de calor a partir del calor latente y sensible del agua, el área de contacto y el gradiente de temperatura de los gases a la entrada y salida de cada evaporador. El procedimiento detallado del cálculo del calor teórico de los gases de combustión a agua y el coeficiente de transferencia de calor global se muestra en el Anexo C.

Tabla 6. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador triangular de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.

Altura (cm)	Px	T _i agua (°C)	T _f agua (°C)	H ₂ O _{EVA} (kg/h)	T _{EN} gas (°C)	T _{SAL} gas (°C)	T _{PROM} gas (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (kW)	U (W/m ² °C)
8	1	22	94	89	503	434	469	371	64	74
8	2	23	94	45	426	393	409	312	32	44
8	3	22	94	26	376	341	358	262	19	31
8	4	23	92	21	301	269	285	188	15	34
8	5	23	89	15	262	228	245	148	10	30
8	6	22	86	13	243	241	242	146	9	28
15	1	22	94	44	430	390	410	313	32	43
15	2	22	94	32	376	323	350	252	23	39
15	3	23	92	19	300	299	300	203	14	29
15	4	23	83	13	334	300	317	220	9	18
15	5	22	83	12	286	272	279	183	8	20
15	6	23	82	15	264	223	244	146	11	31

Tabla 7. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador trapezoidal de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.

Altura (cm)	Px	T _i agua (°C)	T _f agua (°C)	H ₂ O _{EVA} (kg/h)	T _{EN} gas (°C)	T _{SAL} gas (°C)	T _{PROM} gas (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (kW)	U (W/m ² °C)
8	1	22	94	67	463	396	429	332	48	71
8	2	22	94	43	434	424	429	333	31	46
8	3	23	94	26	392	328	360	262	19	35
8	4	23	93	23	341	263	302	203	16	40
8	5	23	87	14	269	261	265	169	10	29
8	6	22	79	11	228	188	208	111	8	34
15	1	23	95	51	414	357	386	288	37	62
15	2	22	91	23	390	347	369	272	16	29
15	3	22	91	19	323	295	309	213	14	32
15	4	22	86	16	299	267	283	186	11	30
15	5	23	77	13	300	275	288	191	9	24
15	6	22	82	12	272	257	265	168	8	26

Tabla 8. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador circular de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.

Altura (cm)	Px	T _i agua (°C)	T _f agua (°C)	H ₂ O _{EVA} (kg/h)	T _{EN} gas (°C)	T _{SAL} gas (°C)	T _{PROM} gas (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (kW)	U (W/m ² °C)
8	1	23	94	68	490	426	458	360	49	66
8	2	22	94	33	396	376	386	289	23	36
8	3	22	94	25	424	301	363	261	18	31
8	4	23	87	15	328	262	295	197	11	25
8	5	23	86	14	263	243	253	157	10	29
8	6	22	75	10	261	225	243	146	7	22
15	1	22	94	63	418	376	397	300	45	66
15	2	22	94	24	357	300	329	231	17	33
15	3	22	89	12	348	334	341	245	8	15
15	4	22	84	14	295	286	291	194	10	23
15	5	23	80	11	267	264	266	169	8	20
15	6	23	72	9	275	258	267	170	6	16

La temperatura final del agua en los últimos evaporadores no alcanza el punto de ebullición por tanto no es posible utilizar la correlación de Rohsenow para el cálculo teórico del calor.

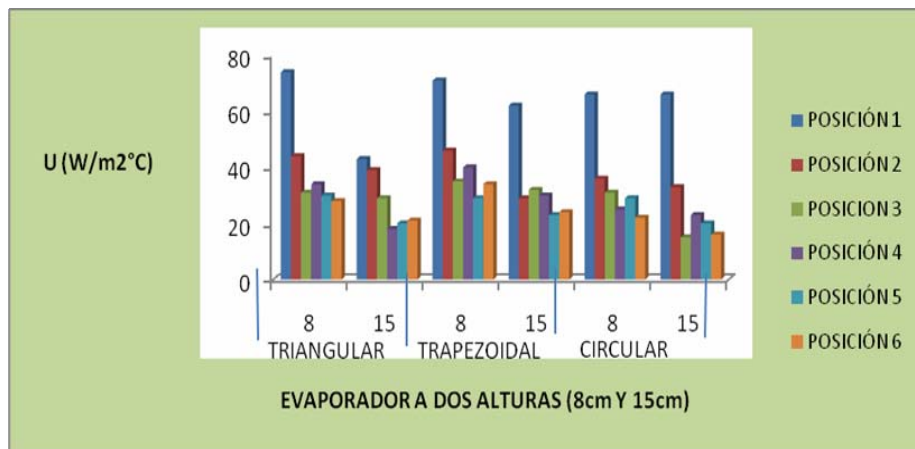
3.1.1 Análisis de evaporadores acanalados en función de la altura

Analizando los evaporadores acanalados y evaluando las alturas al piso del ducto se determinó que los mayores coeficientes de transferencia de calor globales se obtienen del piso al tope de 8cm; a menos altura disminuye el área transversal y concentra la carga calorífica en un menor volumen aumentando el flujo de calor disponible para el evaporador y por consiguiente mejorando la razón de transferencia de calor global. Por otro lado si se disminuyera aun más la altura del ducto, se podría reflejar en una mayor caída de presión de los gases de combustión al pasar por el ducto y en un menor flujo volumétrico y másico de los gases de combustión afectando el proceso de evaporación.

Por otro lado, los datos experimentales confirmaron que la temperatura promedio de los gases de combustión es mayor en las primeras posiciones de los evaporadores y va disminuyendo conforme avanza en la zona de transferencia de calor de la hornilla. Esta situación es manejada en los trapiches paneleros ubicando en estas posiciones, los evaporadores receptores del jugo de la caña y prelimpiadores los cuales no necesitan gran cantidad de calor.

La figura 11 muestra la comparación entre las dos alturas al piso del ducto de 8cm y 15cm de los evaporadores acanalados en las 6 posiciones diferentes dentro de la cámara de combustión.

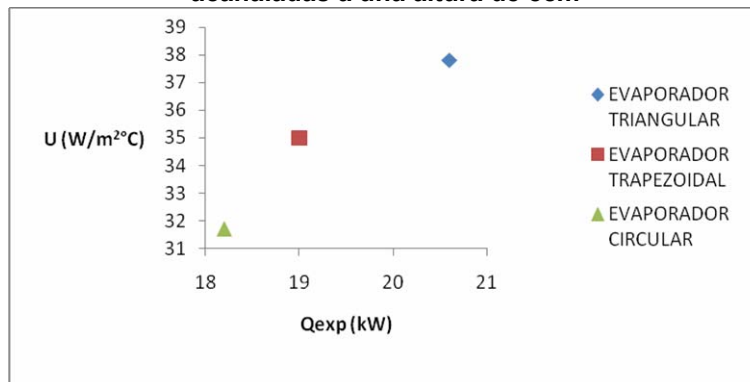
Figura 11. Gráfica de comparación entre las dos alturas al piso del ducto con respecto al U .



3.1.2 Análisis comparativo de las geometrías

Una vez terminado el análisis de la altura del evaporador al piso del ducto, y eligiendo la de 8 cm como la más eficiente, se hizo el análisis orientado a la selección de la mejor geometría de fondo acanalado. La figura 12 muestra el U en función del calor experimental.

Figura 12. Gráfica del comportamiento de U respecto al calor experimental de las geometrías acanaladas a una altura de 8 cm



Según la grafica el evaporador triangular aprovecha más calor en las distintas posiciones dentro del ducto en comparación con los otros y por consiguiente un mayor coeficiente global de transferencia de calor.

3.1.3 Análisis estadístico de los evaporadores acanalados

El análisis de varianza se muestra en el anexo E. La Prueba de rango múltiple de Tukey con un nivel de significancia del 5% evaluó las diferencias significativas entre los resultados de las variables dependientes respecto a la geometría de cada evaporador.

La tabla 9 muestra los análisis de las temperaturas dentro del ducto, el nivel de significancia describe las evidencias estadísticas de que no hay diferencia entre las temperaturas de cada evaporador y así ubicarlas en el mismo subconjunto de la tabla.

Tabla 9. Análisis de las temperaturas dentro del ducto

EVAPORADOR	T _{promgas} (°C)	DMLT °C
	SUBCONJUNTOS	
	1	1
Circular	323,9	226,6
Trapezoidal	324,4	227,3
Triangular	325,6	228,8
Sig.	0,686	0,558

La tabla 10 presenta el análisis de las variables mostrando una diferencia estadística significativa respecto al tipo de evaporador acanalado, y ubicándolas en tres subconjuntos para cada variable.

Tabla 10. Análisis de variables respecto al tipo de evaporador acanalado

EVAPORADOR	AGUA EVAPORADA (kg/h)			CALOR CALCULADO (kW)			U (W/m ² °C)		
	SUBCONJUNTOS								
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Circular	25,4			18,2			31,7		
Trapezoidal		26,5			19,0			35,0	
Triangular			28,8			20,6			37,8
Sig.	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Además el análisis estadístico describe como mejor evaporador el triangular respecto a las variables medidas durante la experimentación.

3.2 EVAPORADORES PLANOS EN FUNCIÓN DE LA LONGITUD

A continuación se muestran los resultados de la evaluación del coeficiente global de transferencia en los evaporadores planos en función de la longitud a una altura de 15cm al piso del ducto evaluado en función de la cantidad de agua evaporada, temperatura de los gases a la entrada y salida de cada evaporador y el área de transferencia de calor.

Las tablas 11 a 14 muestran los resultados de los evaporadores planos. La columna de la posición (Px) va acompañada por la distancia que hay entre el evaporador y la entrada de la hornilla.

Tabla 11. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 50 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.

Exp	Px	T _i agua (°C)	T _f agua (°C)	H ₂ O _{EVA} (kg/h)	T _{EN} gas (°C)	T _{SAL} gas (°C)	T _{PROM} gas (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (kW)	U (W/m ² °C)
4	1 (0m)	22	95	34	448	427	437	341	24	119
3	2 (1m)	22	94	14	409	381	395	298	10	55
2	3(2,5m)	22	93	9	382	375	379	282	7	40
1	4(4,5m)	23	84	6	391	376	384	287	4	25
Varianza										1710

Tabla 12. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 100 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.

Exp	Px	T _i agua (°C)	T _f agua (°C)	H ₂ O _{EVA} (kg/h)	T _{EN} gas (°C)	T _{SAL} gas (°C)	T _{PROM} gas (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (kW)	U (W/m ² °C)
4	1(0m)	22	94	43	472	409	440	343	31	101
3	2(1,5m)	22	91	15	403	382	393	296	11	41
2	3(3,5m)	23	83	11	413	391	402	305	8	28
1	4(4m)	22	82	11	329	305	317	221	8	38
Varianza										1098

Tabla 13. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 150 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.

Exp	Px	T _i agua (°C)	T _f agua (°C)	H ₂ O _{EVA} (kg/h)	T _{EN} gas (°C)	T _{SAL} gas (°C)	T _{PROM} gas (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (kW)	U (W/m ² °C)
4	1(0m)	22	93	54	505	403	454	355	39	92
3	2(2m)	23	84	17	450	413	432	335	12	29
2	3(2,5m)	22	81	15	355	329	342	245	11	36
1	4(3,5)	22	81	13	357	288	323	225	9	35
Varianza										870

Tabla 14. Coeficiente de transferencia de calor (U) del evaporador plano de 200 cm de acuerdo con la temperatura de los gases, del agua y la altura del ducto.

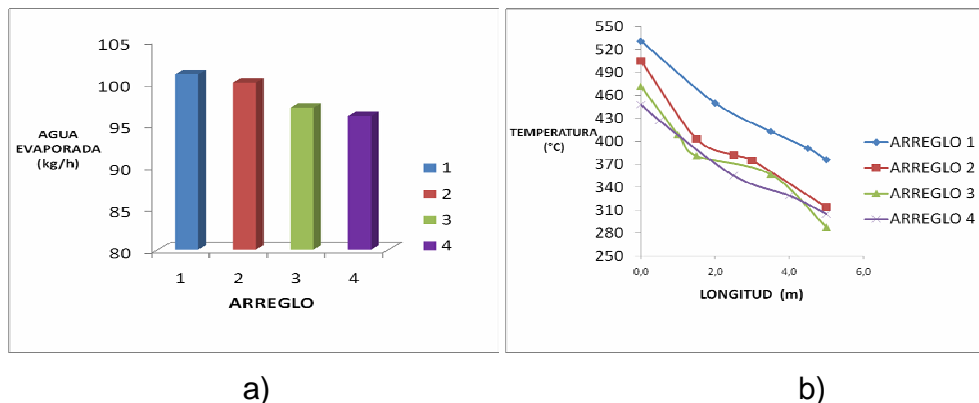
Exp	Px	T _l agua (°C)	T _f agua (°C)	H ₂ O _{EVA} (kg/h)	T _E Ngas (°C)	T _S ALgas (°C)	T _P ROMgas (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (kW)	U (W/m ² ·°C)
4	1(0m)	23	93	66	531	450	491	393	47	80
3	2(0,5)	22	90	32	427	355	391	293	23	52
2	3(1,5)	22	87	24	381	357	369	272	17	42
1	4(3m)	22	83	20	375	314	345	247	14	38
Varianza										359

3.2.1 Análisis de los evaporadores en función de la longitud.

El análisis de varianza de los evaporadores muestra la gran variación en los datos especialmente en los más cortos, el evaporador de 50cm tiene el mayor coeficiente global por tener gradientes más pequeños de temperatura y por la cantidad de agua que evapora en un área de contacto tan pequeña.

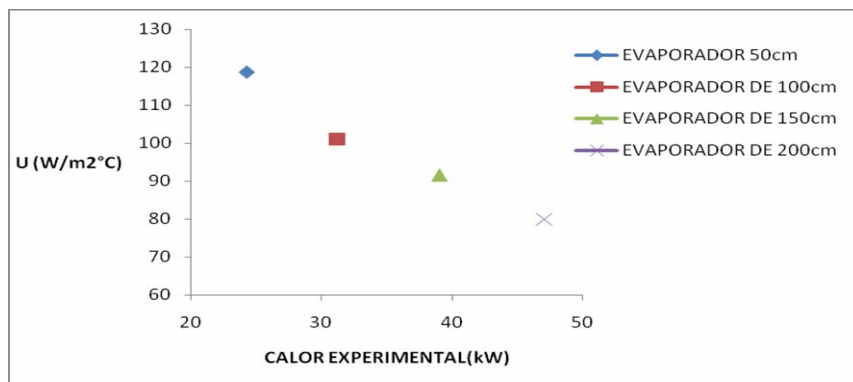
La figura 13 a) muestra la gráfica de razón de evaporación de agua total en cada arreglo, observándose que el orden de las pailas afecta el resultado ya que no todas arrancan de la misma posición en los distintos arreglos (tabla 6) (lo que implica también diferentes temperaturas de entrada y salida para cada evaporador) a pesar que la suma del área de los evaporadores sea igual, esto indica que no hay una dependencia lineal del área con **U**. La figura 13 b) muestra el perfil de temperatura de la zona de transferencia de calor de acuerdo a la longitud para cada experimentos (arreglo). Esta figura muestra el perfil de temperatura del ducto, donde el arreglo 1 y 2 presentan temperaturas más altas lo que se refleja en la mayor razón de evaporación de agua que se observa para los mismos arreglos en la figura 13 a).

Figura 13. a) Gráfica de la cantidad de agua evaporada total por arreglo. b) Perfil de temperatura para cada arreglo



La figura 14 representa el comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor de cada uno de los evaporadores planos en función del calor latente y sensible del agua en la primera posición en la hornilla.

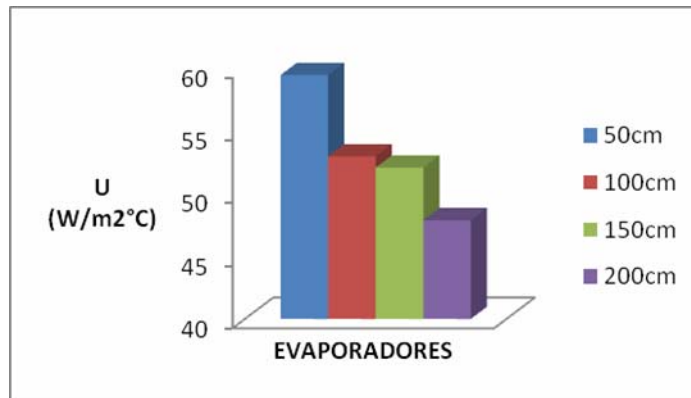
Figura 14. Gráfica del comportamiento de U respecto al calor experimental de evaporadores planos en la posición 1



El U mantiene una tendencia lineal respecto al calor, el mejor comportamiento lo muestra el evaporador de 50cm mientras que el de 200cm aunque aproveche más calor tiene el menor U lo cual puede ser atribuido a una DMLT alta debido a su gran área de contacto.

La figura 15 muestra el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor global respecto a cada evaporador plano en función de la longitud a partir del análisis estadístico de la tabla 18.

Figura 15. Gráfica del U Vs longitud del evaporador plano a partir del análisis estadístico.



La gráfica de barras muestra un análisis comparativo de los cuatro evaporadores planos a partir de datos estadísticos respecto al U , donde se observa que el evaporador de 50cm es el más eficiente.

Los resultados del comportamiento del U respecto al tipo de evaporador comparado con la eficiencia del arreglo son independientes, el arreglo que más agua evapora es el primero donde corresponde la primera posición el evaporador de 200cm el cual presenta el menor U ; esto significa que el U depende más directamente del área de contacto del evaporador que el arreglo.

El evaporador de 50cm evapora aproximadamente más de la mitad que el de 200cm, lo cual muestra que los resultados serían favorables para evaporadores cortos.

Por cuestión económica y de tiempo no se comparó un evaporador de 100 cm con dos de 50 cm, es decir no se realizó un montaje sobre una misma base para que el flujo de calor y temperatura de los gases fuera el mismo.

3.2.2 Análisis estadístico de evaporadores planos

La prueba de rango múltiple de Tukey con un nivel de significancia del 5% evaluó las diferencias significativas entre los resultados de las variables dependientes respecto a la longitud de los evaporadores planos.

La tabla 15 muestra los análisis para la temperatura promedio y media logarítmica donde dos subconjuntos determinan que no hay una diferencia significativa entre los evaporadores de 50 y 200cm al igual que el de 100 y 150cm pero si entre los dos grupos.

Tabla 15. Análisis estadístico de la temperatura para evaporador plano

LONGITUD (m)	T _{promgas} (°C)		DMTL (°C)	
	SUBCONJUNTOS			
	1	2	1	2
1.5	387,7		290,1	
1.0	388,0		291,2	
0.5		398,5		301,2
2.0		398,7		302
Sig.	0,998	1,000	0,940	0,981

La tabla 16 muestra las variables donde las diferencias significativas fueron más influyentes como el agua evaporada y el calor donde se mantuvo una relación directa respecto a la longitud.

Tabla 16. Análisis estadístico de agua evaporado y calor calculado para evaporador plano

LONGITUD (m)	AGUA EVAPORADA (kg/h)				CALOR CALCULADO (kW)			
	SUBCONJUNTOS							
	1	2	3	4	1	2	3	4
.5	15,7				11,3			
1.0		20,1				14,4		
1.5			24,83				17,7	
2.0				35,4				25,2
Sig.	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

La tabla 17 con 3 subconjuntos muestra que el coeficiente global de transferencia de calor en los evaporadores planos no hay diferencia significativa entre el de 100 y 200cm, mientras que el de 50cm se comporta significativamente diferente, de lo cual estadísticamente la longitud es inversa al **U** y es mejor dos evaporadores pequeños que uno grande.

Tabla 17. Análisis estadístico de U para evaporador plano

LONGITUD (m)	U (W/m ² °C)		
	SUBCONJUNTOS		
	1	2	3
1.5	47,9		
1.0	52,1	52,1	
2.0		53,0	
.5			59,5
Sig.	0,100	0956	1,000

4 CONCLUSIONES

- La mejor geometría de evaporador acanalado correspondió a la triangular, teniendo en cuenta el comportamiento que presentó respecto a la cantidad de calor aprovechado y el coeficiente global de transferencia de calor en las seis posiciones diferentes dentro de la hornilla.
- La altura de los evaporadores acanalados al piso del ducto mostró mejores comportamientos a 8cm, ya que la energía de los gases de combustión se aprovechó en mayor cantidad y por tanto las temperaturas fueron más elevadas, a excepción de la última posición donde fue similar e inferior al comportamiento obtenido con la altura de 15cm.
- El evaporador de 0,5m es el mejor en comparación con los demás teniendo en cuenta su menor tamaño y la relación inversa del coeficiente global de transferencia con respecto a la longitud.

5 RECOMENDACIONES

- Para futuras investigaciones se aconseja realizar las pruebas experimentales utilizando como combustible bagazo y jugo de caña de azúcar como fluido para obtener resultados más reales.
- La evaporación de los jugos de caña de azúcar tradicionalmente se ha llevado a cabo en evaporadores abiertos conocidos como pailas. Se recomienda explorar otras alternativas de evaporación para la industria panelera, que reduzcan tiempos de residencia, disminuir el consumo de combustible y aumentar el coeficiente de transferencia de calor, con el fin de aumentar la eficiencia térmica de la hornilla.
- Se recomienda empezar un estudio analítico experimental con el fin de determinar expresiones empíricas para determinar el coeficiente de transferencia de calor por convección (o el número de Nusselt) para pailas acanaladas

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- [1] CIMPA (Convenio ICA-HOLANDA De Investigación y Divulgación Para El Mejoramiento De La Industria Panelera). Investigación y Generación de Tecnología para el Mejoramiento de Hornillas Paneleras. Barbosa, 1992.
- [2] GORDILLO A., G. y GARCÍA B., H. Manual para el diseño y construcción de hornillas paneleras. R. 1992.
- [3] Zabala P. Jully, Bonilla P. Juan. Desarrollo de un modelo de cálculo de transferencia de calor para intercambiadores (paila) pirotubulares de la industria panelera. Bucaramanga 2010. Trabajo de grado. Universidad Industrial de Santander.
- [4] INCROPERA.,F WITT D., Fundamentos de Transferencia de Calor. Editorial Pearson. Cuarta edición. México. 1999.
- [5] FRANK KREITH, Principios de Transferencia de Calor, Editorial Thomson 2001.
- [6] HERNÁNDEZ, Rosember. Determinación dinámica de los coeficientes globales de transferencia de calor para pailas aleteada, redonda, plana, pirotubular y caldera enterrada (semicilíndrica) usadas en la industria panelera. Bucaramanga 2004. Trabajo de grado. Universidad Industrial de Santander.
- [7] PERRY R., et al. Chemical Engineers Handbook, New York. 6a. Ed. 1985.
- [8] High Rotation Number Effect on Heat Transfer in a Triangular Channel with 45 deg, Inverted 45 deg, and 90 deg Ribs.
- [8] Hierarchic modeling of heat transfer processes in heat exchangers Andrej Horvat *,1, Borut Mavko 2 “Joz’ef Stefan” Institute, Reactor Engineering Division, Jamova 39, SI 1001, Ljubljana, Slovenia Received 20 July 2004.

[9] The influence of heat conduction on evaporation from sunken pans in Hot, dry environment I.M. Oroud Environm Arizona State University, Tempe, AZ 85287-6106, USA Received 27 May 1997; accepted 24 April 1998.

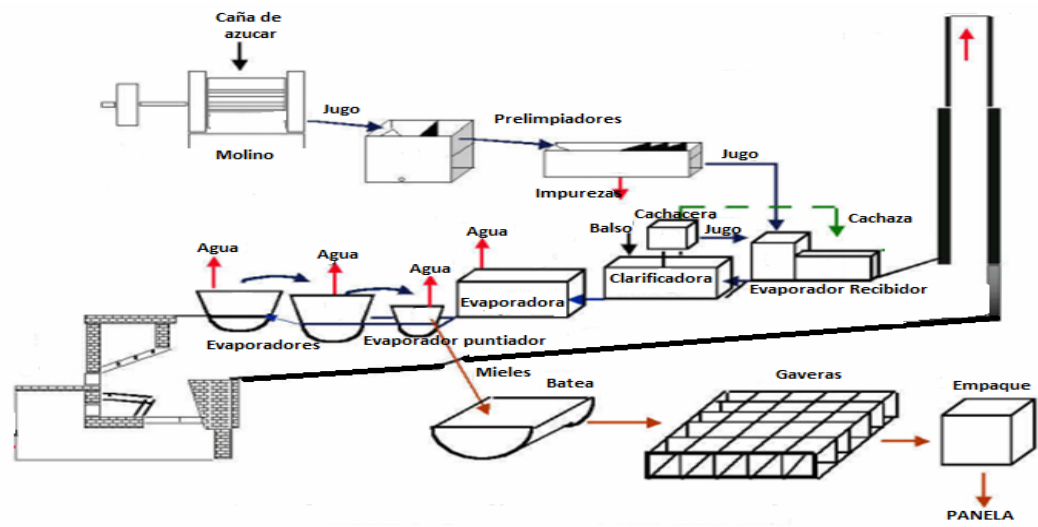
[10] Heat transfer and evaporation rates of small liquid droplets on heated horizontal surfaces Lincoln Street, Boston, George W. Institute of Technology, USA Received 21 May 2003; received in revised form 12 September 2003.

[11] Air–water two-phase flow and heat transfer in a plate heat exchanger P. Vlasogiannis, G. Karagiannis, P. Argyropoulos, University of Thessaly Received 21 February 2001; received in revised form 31 December 2001.

-

ANEXOS

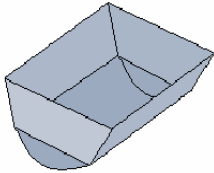
Anexo A. Proceso de Producción de Panela



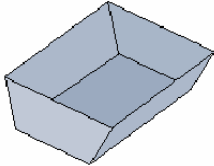
Anexo B. Evaporadores utilizados en la industria panelera.



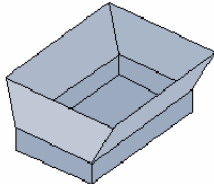
Semiesférico



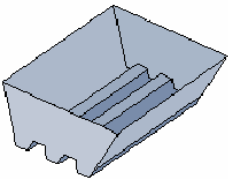
Semicilindrico



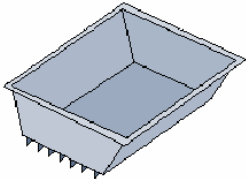
Plano



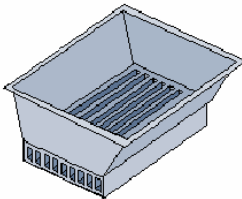
Trapezoidal



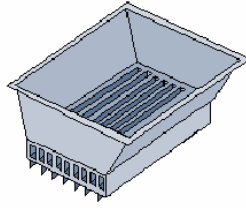
Acanalado



Aleteado



Pirotubular



Acanalado Pirotubular

Anexo C. Procedimiento para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor y el calor teórico.

Tomando como ejemplo el cálculo del U y el $T_{\text{teórico}}$ del evaporador trapezoidal para una altura al piso del ducto de 8cm se muestra el procedimiento matemático y físico para dichos resultados.

Con los valores experimentales promedio de las repeticiones en las pruebas se obtuvo los siguientes resultados:

H_2O_{EVAP} : 68 kg/h

T_{agua} : 22°C

T_{fagua} : 94,5°C

T_{ENgas} : 465°C

T_{SALgas} : 395°C

Para evaluar el calor experimental calculado a partir del calor sensible y latente a partir de la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{exp}} = \frac{H_2O_{\text{EVA}} (\Delta H_{\text{vap}} + C_{p_{\text{agua}}} (T_{\text{fagua}} - T_{\text{agua}}))}{3600}$$

Q_{exp} : 49 kW

El DMLT se calcula a partir de la siguiente ecuación.

$$DMLT = \frac{(T_{01} - T_{i1}) - (T_{02} - T_{i2})}{\ln \left[\frac{T_{01} - T_{i2}}{T_{02} - T_{i1}} \right]}$$

Donde T_{01} y T_{02} son las temperaturas del gas a la entrada y salida de cada evaporador.

T_{i1} y T_{i2} son las temperaturas final e inicial del agua en cada evaporador.

DMLT: 332°C

Con el calor, la media logarítmica y el área de transferencia calculamos el U a partir de la siguiente ecuación:

$$U = 1000 \frac{Q_{\text{exp}}}{A * DMLT}$$

U: 76,7 W/m²°C

Donde se multiplica por 1000 para cambiar las unidades del calor de kW a W.

Anexo D. Resultados de las repeticiones experimentales del proyecto.

Evaporador Triangular

ALTURA(cm)	Px	Tiagua(°C)	Tfagua(°C)	H ₂ O _{EVAP} (Kg/h)	T _{ENGAS} (°C)	T _{SALgas} (°C)	T _{promgas} (°C)	DMLT(°C)	Qexp(K W)	U _(W/m² °C)
8	1	22	94	90	504	434	469	372	65	74
8	1	22	94	88	498	434	466	369	63	73
8	1	23	95	90	508	435	472	374	65	74
8	2	24	94	45	426	394	410	313	32	44
8	2	22	94	44	421	385	403	306	32	44
8	2	24	94	46	430	399	415	318	33	44
8	3	22	94	27	374	339	357	260	19	32
8	3	22	94	26	370	332	351	254	19	31
8	3	22	94	26	384	351	368	271	19	29
8	4	22	92	21	300	269	285	188	15	34
8	4	23	92	20	298	263	281	184	14	33
8	4	24	92	22	304	275	290	193	16	35
8	5	24	89	15	268	233	251	153	11	30
8	5	23	88	14	244	211	228	130	10	33
8	5	23	90	15	274	240	257	160	11	28
8	6	22	86	14	244	239	242	145	10	29
8	6	23	86	13	241	237	239	143	9	28
8	6	22	87	13	245	248	247	150	9	26
15	1	22	94	44	430	389	410	313	32	43
15	1	23	94	43	424	390	407	310	31	42
15	1	22	94	45	435	391	413	316	32	44
15	2	22	94	32	374	327	351	253	23	39
15	2	22	94	31	367	323	345	248	22	38
15	2	22	94	33	388	320	354	256	24	39
15	3	22	91	19	300	298	299	203	14	29
15	3	24	92	20	299	300	300	203	14	30
15	3	24	92	19	301	299	300	204	14	28
15	4	22	83	14	338	300	319	222	10	19
15	4	23	82	13	323	301	312	215	9	18
15	4	23	84	13	341	300	321	223	9	17
15	5	22	84	13	279	271	275	179	9	22
15	5	23	83	12	286	264	275	178	8	20
15	5	22	83	11	292	282	287	191	8	17
15	6	22	83	16	265	225	245	148	11	33
15	6	23	81	15	263	225	244	147	11	31
15	6	23	82	15	265	220	243	145	11	31

Evaporador Trapezoidal

ALTURA(c m)	P x	Tiagua(° C)	Tfagua(° C)	H ₂ O _{EVAP} (Kg /h)	T _{ENGAS} (° C)	T _{SALGAS} (° C)	T _{PROMGAS} (° C)	DMLT _c c)	Q _{exp} (K W)	U _(W/m² c)
8	1	22	95	68	465	395	430	332	49	72
8	1	23	94	69	448	392	420	323	50	75
8	1	22	94	65	475	401	438	340	47	67
8	2	22	94	47	434	424	429	333	34	50
8	2	23	94	43	434	423	429	332	31	45
8	2	22	95	40	435	426	431	334	29	42
8	3	24	94	25	394	351	373	276	18	32
8	3	22	94	25	384	280	332	232	18	38
8	3	24	94	28	399	354	377	279	20	35
8	4	22	94	24	339	264	302	203	17	41
8	4	24	94	21	332	254	293	194	15	38
8	4	24	93	24	351	271	311	212	17	39
8	5	22	87	14	269	262	266	169	10	29
8	5	24	87	13	263	254	259	162	9	28
8	5	23	86	15	275	267	271	175	11	30
8	6	22	80	10	233	189	211	113	7	30
8	6	22	78	11	211	186	199	102	8	37
8	6	22	80	12	240	190	215	117	8	35
15	1	22	95	54	414	357	386	288	39	66
15	1	23	94	51	414	357	386	288	37	62
15	1	23	95	49	414	358	386	289	35	59
15	2	22	92	22	390	345	368	270	16	28
15	2	22	91	23	390	350	370	273	16	29
15	2	22	92	23	391	345	368	271	16	30
15	3	22	91	21	327	291	309	212	15	35
15	3	22	91	20	323	285	304	207	14	34
15	3	21	91	17	320	310	315	219	12	27
15	4	22	86	17	298	267	283	186	12	32
15	4	22	86	15	300	267	284	187	11	28
15	4	23	86	16	300	268	284	187	11	30
15	5	24	77	11	300	278	289	192	8	19
15	5	23	77	14	301	268	285	188	10	25
15	5	21	78	13	300	280	290	193	9	23
15	6	22	83	10	271	256	264	167	7	21
15	6	23	82	12	264	247	256	159	8	26
15	6	22	82	13	282	267	275	178	9	25

Evaporador Circular

ALTURA (cm)	P x	Tiagua(°C)	Tfagua(°C)	H ₂ O _{EVAP} (Kg/h)	T _{ENGas} (°C)	T _{SALga} s(°C)	T _{promgas} (°C)	DMLT (°C)	Q _{exp} (KW)	U ₂ ^{(W/m} °C)
8	1	24	94	76	492	426	459	362	55	66
8	1	23	94	75	478	421	450	352	54	67
8	1	22	95	73	500	430	465	367	53	63
8	2	22	94	33	395	374	385	288	24	36
8	2	22	94	32	392	370	381	284	23	36
8	2	23	94	33	401	384	393	296	24	35
8	3	22	94	26	424	300	362	261	19	32
8	3	22	94	24	423	298	361	259	17	29
8	3	22	94	26	426	304	365	264	19	31
8	4	24	87	15	351	268	310	210	11	22
8	4	23	87	15	278	244	261	164	11	29
8	4	22	87	16	354	274	314	215	11	23
8	5	22	85	15	264	244	254	157	11	30
8	5	23	86	14	254	241	248	151	10	29
8	5	23	86	14	271	245	258	161	10	27
8	6	22	75	10	262	225	244	146	7	21
8	6	23	75	11	254	220	237	140	8	24
8	6	22	76	10	267	230	249	151	7	20
15	1	22	94	66	421	374	398	300	47	70
15	1	22	94	60	406	367	387	290	43	66
15	1	22	94	62	428	388	408	311	45	63
15	2	22	93	25	357	300	329	231	18	34
15	2	22	94	24	357	299	328	230	17	33
15	2	22	94	23	358	301	330	232	17	31
15	3	22	79	12	347	339	343	247	8	15
15	3	23	79	11	350	323	337	240	8	14
15	3	22	80	13	346	341	344	247	9	16
15	4	22	83	14	291	279	285	189	10	23
15	4	23	84	14	285	286	286	189	10	23
15	4	22	85	15	310	292	301	204	11	23
15	5	22	81	11	267	264	266	169	8	20
15	5	24	80	10	267	263	265	169	7	18
15	5	23	78	12	268	265	267	170	8	22
15	6	24	71	7	278	252	265	168	5	13
15	6	22	72	9	268	272	270	174	6	16
15	6	23	73	10	280	250	265	168	7	18

Evaporador de 50cm

ALTURA (cm)	P _x	Tiagua(°C)	Tfagua(°C)	H ₂ O _{EVAP} (Kg/h)	T _{ENGas} (°C)	T _{SALga} s(°C)	T _{promgas} (°C)	DMLT(°C)	Q _{exp} (KW)	U ₂ (W/m ² °C)
15	1	22	94	36	448	427	438	341	26	127
15	1	21	95	35	446	424	435	338	25	124
15	1	22	95	30	450	429	440	343	22	105
15	2	22	93	13	409	382	396	299	9	52
15	2	22	94	13	406	373	390	293	9	53
15	2	23	93	15	411	387	399	302	11	59
15	3	20	93	9	383	375	379	283	6	38
15	3	22	92	10	374	371	373	276	7	43
15	3	23	93	9	388	380	384	288	6	37
15	4	24	84	6	394	379	387	290	4	24
15	4	22	85	5	382	367	375	278	4	21
15	4	22	85	7	396	383	390	293	5	28

Evaporador de 100cm

ALTURA (cm)	P _x	Tiagua(°C)	Tfagua(°C)	H ₂ O _{EVAP} (Kg/h)	T _{ENGas} (°C)	T _{SALga} s(°C)	T _{promgas} (°C)	DMLT(°C)	Q _{exp} (KW)	U ₂ (W/m ² °C)
15	1	22	94	44	473	409	441	344	32	102
15	1	22	94	42	462	406	434	337	30	100
15	1	23	94	44	480	411	446	348	32	101
15	2	20	91	15	404	383	394	297	11	40
15	2	22	90	15	399	374	387	290	11	41
15	2	23	92	16	407	388	398	301	11	42
15	3	24	83	10	416	394	405	308	7	25
15	3	22	82	12	406	382	394	297	8	32
15	3	22	83	11	418	396	407	310	8	28
15	4	22	82	12	330	306	318	221	8	42
15	4	21	82	10	327	303	315	218	7	36
15	4	22	81	10	331	307	319	222	7	35

Evaporador de 150cm

ALTURA (cm)	P _x	Tiagua(°C)	Tfagua(°C)	H ₂ O _{EVAP} (Kg/h)	T _{ENGas} (°C)	T _{SALgas} (°C)	T _{promgas} (°C)	DMLT(°C)	Q _{exp} (KW)	U ₂ (W/m ² °C)
15	1	20	93	54	504	404	454	355	39	91
15	1	22	91	57	501	399	450	351	41	97
15	1	23	94	52	510	407	459	360	37	87
15	2	24	84	18	450	416	433	336	13	31
15	2	22	83	15	449	406	428	331	11	27
15	2	22	84	17	452	418	435	338	12	30
15	3	22	81	16	355	330	343	246	11	38
15	3	21	80	14	353	327	340	243	10	34
15	3	22	82	15	356	331	344	247	11	36
15	4	22	80	13	357	289	323	225	9	34
15	4	22	80	12	350	285	318	219	8	32
15	4	23	82	15	364	291	328	229	11	38

Evaporador de 200cm

ALTURA (cm)	P _x	Tiagua(°C)	Tfagua(°C)	H ₂ O _{EVAP} (Kg/h)	T _{ENGas} (°C)	T _{SALgas} (°C)	T _{promgas} (°C)	DMLT(°C)	Q _{exp} (KW)	U ₂ (W/m ² °C)
15	1	24	93	64	535	450	493	395	46	77
15	1	22	91	68	521	449	485	387	49	84
15	1	22	94	65	537	452	495	397	47	79
15	2	22	90	32	427	355	391	293	23	52
15	2	21	88	33	424	353	389	291	24	54
15	2	22	91	31	429	356	393	295	22	50
15	3	22	87	24	382	357	370	273	17	42
15	3	22	86	26	373	350	362	265	18	46
15	3	23	89	22	387	364	376	279	16	37
15	4	20	83	19	375	314	345	247	13	36
15	4	22	82	19	371	311	341	243	13	37
15	4	23	84	22	380	317	349	251	16	41

Anexo E Análisis de varianza de evaporadores acanalados

PRUEBAS DE EFECTOS ENTRE SUJETOS

Fuente	Variable dependiente	Suma de promedios	Grados libertad	Media de Promedios	F	Sig.
Modelo Corregido	H2OEVAP(Kg/h)	42636.074 ^a	35	1218.174	629.487	.000
	Tpromgas(°C)	490614.833 ^b	35	14017.567	183.414	.000
	DMLT(°C)	488762.327 ^c	35	13964.638	181.573	.000
	Qcalcula(KW)	22252.733 ^d	35	635.792	644.104	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	24833.086 ^e	35	709.517	150.262	.000
Intercepto	H2OEVAP(Kg/h)	78300.593	1	78300.593	40461.550	.000
	Tpromgas(°C)	1.138E7	1	1.138E7	148956.154	.000
	DMLT(°C)	5591811.005	1	5591811.005	72706.604	.000
	Qcalcula(KW)	40126.349	1	40126.349	40650.924	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	130999.018	1	130999.018	27743.102	.000
EVAPORADOR	H2OEVAP(Kg/h)	211.907	2	105.954	54.751	.000
	Tpromgas(°C)	55.542	2	27.771	.363	.697
	DMLT(°C)	86.859	2	43.429	.565	.571
	Qcalcula(KW)	112.039	2	56.019	56.752	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	666.968	2	333.484	70.626	.000
ALTURA	H2OEVAP(Kg/h)	2259.593	1	2259.593	1167.636	.000
	Tpromgas(°C)	8094.676	1	8094.676	105.915	.000
	DMLT(°C)	7557.847	1	7557.847	98.270	.000
	Qcalcula(KW)	1186.183	1	1186.183	1201.690	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	1852.952	1	1852.952	392.420	.000
POSICION	H2OEVAP(Kg/h)	36529.852	5	7305.970	3775.334	.000
	Tpromgas(°C)	428700.611	5	85740.122	1121.872	.000
	DMLT(°C)	427146.988	5	85429.398	1110.782	.000
	Qcalcula(KW)	19075.945	5	3815.189	3865.065	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	19798.560	5	3959.712	838.592	.000
EVAPORADOR * ALTURA	H2OEVAP(Kg/h)	147.352	2	73.676	38.072	.000
	Tpromgas(°C)	31.171	2	15.586	.204	.816
	DMLT(°C)	42.081	2	21.041	.274	.761

	Qcalcula(KW)	76.722	2	38.361	38.862	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	92.083	2	46.042	9.751	.000
EVAPORADOR * POSICION	H20EVAP(Kg/h)	593.981	10	59.398	30.694	.000
	Tpromgas(°C)	12273.514	10	1227.351	16.059	.000
	DMLT(°C)	12156.552	10	1215.655	15.806	.000
	Qcalcula(KW)	306.548	10	30.655	31.056	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	907.927	10	90.793	19.228	.000
ALTURA * POSICION	H20EVAP(Kg/h)	1839.963	5	367.993	190.159	.000
	Tpromgas(°C)	35364.157	5	7072.831	92.545	.000
	DMLT(°C)	35401.256	5	7080.251	92.060	.000
	Qcalcula(KW)	944.372	5	188.874	191.344	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	184.638	5	36.928	7.821	.000
EVAPORADOR * ALTURA * POSICION	H20EVAP(Kg/h)	1053.426	10	105.343	54.435	.000
	Tpromgas(°C)	6095.162	10	609.516	7.975	.000
	DMLT(°C)	6370.744	10	637.074	8.283	.000
	Qcalcula(KW)	550.925	10	55.093	55.813	.000
	UGLOBAL(W/m2° C)	1329.958	10	132.996	28.166	.000
Error	H20EVAP(Kg/h)	139.333	72	1.935		
	Tpromgas(°C)	5502.667	72	76.426		
	DMLT(°C)	5537.467	72	76.909		
	Qcalcula(KW)	71.071	72	.987		
	UGLOBAL(W/m2° C)	339.974	72	4.722		
Total	H20EVAP(Kg/h)	121076.000	108			
	Tpromgas(°C)	1.188E7	108			
	DMLT(°C)	6086110.799	108			
	Qcalcula(KW)	62450.153	108			
	UGLOBAL(W/m2° C)	156172.077	108			
Corrected Total	H20EVAP(Kg/h)	42775.407	107			
	Tpromgas(°C)	496117.500	107			
	DMLT(°C)	494299.794	107			
	Qcalcula(KW)	22323.804	107			
	UGLOBAL(W/m2° C)	25173.060	107			

La anterior tabla muestra el análisis de varianza de los evaporadores acanalados evaluando la cantidad de agua evaporada, la temperatura promedio de los gases bajo cada evaporador, la media logarítmica, el calor calculado y el U respecto al tipo de evaporador, la posición y altura al piso del ducto.

Los resultados estadísticos muestra que respecto al evaporador la T_{prom} y DMLT mantienen una significancia de relación respecto a los resultados calculados durante la experimentación, mientras el Q_{exp} , U y agua evaporada mantiene una variación respecto a la geometría de cada evaporador.

Respecto a la altura y la posición de los evaporadores los resultados experimentales muestran una variación respecto a la geometría de fondo acanalado lo cual describe que cada evaporador es independiente respecto a sus resultados del U .