

UNIVERSIDAD TÉCNICA DE MACHALA
“CALIDAD, PERTINENCIA Y CALIDEZ”

**UNIDAD ACADÉMICA DE CIENCIAS QUÍMICAS Y DE
LA SALUD**

CARRERA DE INGENIERÍA EN ALIMENTOS

TEMA:

**REPRESENTACIÓN MATEMÁTICA DE LA
OPERACIÓN DE SECADO DE CACAO (*Theobroma Cacao*
L.), EMPLEANDO HOJAS DE CÁLCULO (EXCEL).**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PREVIO A LA OBTENCIÓN
DE TÍTULO DE INGENIERO EN ALIMENTOS**

ALUMNO:

KLEBER ENRIQUE VILLA MACHUCA

MACHALA – EL ORO

Machala, 23 de Octubre del 2015

CERTIFICAMOS

Que el señor "**Kleber Enrique Villa Machuca**", es autor del presente trabajo el cual se basa en la resolución de un problema que ocurre en el campo profesional el cual se titula: "**Representación matemática de la operación de secado de cacao (*Theobroma Cacao L.*), empleando hojas de cálculo (Excel).**" la cual fue revisada y corregida, por lo que se autorizó la impresión, reproducción y presentación a los tribunales correspondientes.



Ing. Luis Cedeño Sares, Mg.Ca
C.I. 070317131-4



Ing. Nubia Matute Castro, Ms.
C.I. 070369547-8



Ing. Omar Martínez Mora, PhD
C.I. 070258538-1

AUTORÍA

Yo, **Kleber Enrique Villa Machuca**, con C.I. **070589578-7**, egresado de la carrera de Ingeniería en Alimentos de la Unidad Académica de Ciencias Químicas y de la Salud, de la Universidad Técnica de Machala, responsable del siguiente trabajo de titulación:

Representación matemática de la operación de secado de cacao (*Theobroma Cacao L.*), empleando hojas de cálculo (Excel).

Certifico que los resultados y conclusiones del presente trabajo pertenecen exclusivamente a mi autoría, una vez que ha sido aprobado por mi tribunal de sustentación autorizando su presentación.

Deslindo a la Universidad Técnica de Machala de cualquier delito de plagio y cedo mi derecho de Autor a la Universidad Técnica de Machala para que ella proceda a darle el uso que sea conveniente.

Agradezco vuestra gentil atención

Kleber Enrique Villa Machuca
C.I.: 0705895787
Correo: Kleber_mn_92@hotmail.com

CERTIFICACIÓN DE RESPONSABILIDAD

Yo, **Kleber Enrique Villa Machuca**, con C.I. **0705895787**, autor del siguiente trabajo de titulación: **Representación matemática de la operación de secado de cacao (*Theobroma Cacao L.*)**, empleando hojas de cálculo (**Excel**).

Declaro que la investigación, ideas, conceptos, procedimientos y resultados obtenidos en el siguiente trabajo son de mi absoluta responsabilidad.

Kleber Enrique Villa Machuca
C.I.: 0705895787

DEDICATORIA

El esfuerzo en la realización del presente trabajo, se lo dedico de manera muy especial a mi Padre; Kleber Villa, quien con su cariño, motivación y apoyo incondicional supo guiarme para la culminación de esta etapa académica en mi vida; a mi Madre; María Machuca que con su amor, sus consejos siempre ha estado a mi lado, a mis hermanas; Kiara Villa y Mariasol Villa por brindarme su amistad y su preocupación por mi bienestar.

Este logro también va dedicado para las amistades que he cultivado a lo largo de mi vida; aquellos amigos que me supieron acompañar y brindar su amistad en aquellos momentos difíciles, para continuar el camino y afrontar cada obstáculo hasta alcanzar cada meta que me he propuesto.

AGRADECIMIENTO

En primer lugar quiero agradecer a Dios por darme vida, salud, fortaleza, sabiduría perseverancia para afrontar cada obstáculo que se me ha presentado en el transcurso de mi vida y por permitir el desarrollo de este trabajo de manera exitosa. A mi familia que con su amor, consejos y enseñanzas me brindaron su apoyo incondicional para poder continuar y culminar mi formación académica. A la carrera de Ingeniería en Alimentos de la Universidad Técnica de Machala por permitirme la ejecución del presente trabajo bajo la modalidad de Examen complexivo para la obtención del título profesional como Ingeniero en Alimentos. Además quiero agradecer a todos los docentes de la carrera de Ingeniería en Alimentos de la Universidad Técnica de Machala, por haber contribuido con sus conocimientos y experiencias a lo largo de mi formación profesional, en especial quiero agradecer a la Srta. María Salome Benites, por guiarme y confiar en mí cada día y brindarme su apoyo incondicional para la culminación exitosa de este trabajo. A mis amigos por estar siempre apoyándome y acompañándome en aquellos momentos difíciles en los cuales más los necesito y al amigo Nelson gracias.

RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo primordial el análisis y simulación matemática del proceso de secado de cacao, empleando hojas de cálculo del software Excel para la representación de los modelos matemáticos en la cual se ingresen datos para realizar con mayor facilidad el diseño. El diseño se realiza bajo condiciones constantes dadas para la operación de secado como son el mecanismo de: difusión de masa, difusión térmica, flujos capilares y flujos termodinámicos.

El secado de cacao es una operación que proporciona caracteres organolépticos deseados en el producto final, como son el desarrollo de aroma y color característicos. Debido a la alta producción de cacao en nuestra provincia, se desarrolla procesos a escala piloto que permitan la simulación o resultados proximales que surgen en el campo profesional de la industria del beneficiado de cacao post-cosecha.

ABSTRACT

The present work has as its primary objective the analysis and mathematical simulation of the drying process of cocoa, using Excel spreadsheets software for representing mathematical models in which data is entered for the design easier. The design is performed under constant conditions given for the drying mechanism such as: mass diffusion, thermal diffusion, capillary flow and thermodynamic flows.

The drying of cocoa is an operation which provides the desired organoleptic properties in the final product, such as the development of aroma and color. Due to the high cocoa production in our province, it develops processes that allow pilot scale simulation or proximal outcomes that arise in the professional field of industry benefited from post- harvest cacao.

1. INTRODUCCION

El secado es una operación unitaria simultánea de transferencia de calor y de masa, el calor es necesario para evaporar la humedad, la cual es removida de la superficie del producto por medio de un agente secador externo generalmente aire. La operación de secado de cacao desde el punto de vista físico, consiste en la reducción del contenido de agua de la almendra del 55 % a 7 % base húmeda, para evitar el crecimiento de hongos y ataque de insectos. Los granos de cacao, aunque hayan sido sometidos al proceso de secado, son higroscópicos, es decir absorben la humedad con facilidad, esta es una de las características que más dificulta el almacenamiento del grano.

Tal y como sugiere 'la formulación matemática de los modelos conduce a dificultades que no pueden ser resueltas por procedimientos puramente matemáticos y las soluciones. Por tanto, son obtenidas de manera aproximada simulando el proceso físico, haciendo uso de los métodos numéricos y del computador' (1).

El Ingeniero en alimentos debe aplicar principios de bioquímica de los alimentos y cinética de las reacciones para desarrollar diseños proximales para el secado de cacao mediante la caracterización de la materia prima y equipos utilizados en el diseño, los cuales deben ser lo más proximal a las condiciones de trabajo del productor y centros de acopio durante el beneficio de cacao, de esta manera reducir pérdidas económicas debido al sobrecalentamiento o pérdida de calidad del producto debido a la presencia de humedad durante el almacenamiento.

A través de este trabajo se simula de manera matemática el secado en condiciones constantes, en cortos períodos de tiempo, de acuerdo a la capacidad de la secadora en estudio.

2. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA O FUNDAMENTACION TECNICA

2.1. Secado

Operación de transferencia de masa de contacto gas- sólido, donde la humedad que contiene el sólido se transfiere por evaporación hacia la fase gaseosa, en base a la diferencia entre la presión de vapor ejercida por el sólido húmedo y la presión parcial de vapor de la corriente gaseosa. Cuando estas dos presiones se igualan, se dice que el sólido y el gas están en equilibrio y el proceso de secado termina (2).

2.2. Secado de Granos

Es el método universal de acondicionar los granos por medio de la eliminación del agua hasta un nivel que permita su equilibrio con el aire ambiente, de tal forma que preserve su aspecto, sus características de alimentos, su calidad nutritiva y la viabilidad de la semilla (3).

2.2.1. Métodos de secado

El secado de granos frecuentemente es el eje del proceso integral de cosecha-secado almacenamiento. El método de secado generalmente es el principal factor que determina la selección de otros componentes del sistema de manejo de granos. Otros métodos de secado son, en cierto modo, complejos y requieren de una mayor experiencia y esfuerzo de parte del agricultor; éstos corresponden al secado artificial. Los métodos para el secado artificial de granos se dividen, de una manera general, en dos clases principales: aquella en la que el grano se seca por lotes y aquella en que el grano se seca por medio de un flujo continuo. Los métodos de secado se deben elegir en función del clima, economía y circunstancias sociales bajo los cuales van a ser empleados (3).

2.2.2. Mecanismos de secado

El secado se puede realizar por dos métodos:

Evaporación: ocurre cuando la presión de vapor del agua en la superficie del solido es igual a la presión atmosférica y la temperatura de ésta se incrementa hasta el punto de ebullición. Si el material que se está secando es sensible al calor, la temperatura de evaporación debe ser reducida bajando la presión(al vacío), y si ésta última se reduce más allá del punto triple, la humedad es congelada y se sublima directamente (4).

Vaporización: la presión de vapor de agua en solido es menor que la presión atmosférica. El secado se lleva a cabo por convección pasando aire caliente sobre el producto (4).

2.3. Modelos matemáticos para la descripción de curvas de secado

Los modelos de secado generalmente se pueden clasificar como modelos; fenomenológicos y experimentales. Los modelos fenomenológicos son representaciones matemáticas de procesos reales con distintos niveles de descripción que relacionan siempre el carácter físico del fenómeno. En la Tabla 1 están los modelos matemáticos más utilizados (5):

Tabla 1. Modelos matemáticos para la descripción de curvas de secado.

NOMBRE	ECUACIÓN
NEWTON	$MR = \exp(-kt)$
PAGE	$MR = \exp(-ktn)$
PAGE MODIFICADO	$MR = \exp((-kt)n)$
HENDERSON Y PABIS	$MR = a(\exp(-kt))$
LOGARITMICO	$MR = a(\exp(-kt))+C$
THOMSON	$MR = 1 + at + bt^2$ $T = a \ln(MR) + b(\ln(MR))^2$
DIFUSION	$MR = a(\exp(-kt)+(1-a)(\exp(-kbt))$

Dónde:

MR = Razón de humedad

t = Tiempo de secado en horas

k = Constantes de secado

a,b,c,n = Coeficientes de ajuste

Los modelos experimentales han surgido para explicar la migración de la humedad en un sólido de forma global y son empleados para describir el secado de una partícula o de una capa fina o delgada, casi siempre son obtenidos de la simplificación de las soluciones de los modelos difusivos, se basan en el conocimiento empírico y son de aplicación muy específica para un producto en particular y condición de secado (5).

2.4. Defecto en el secado de cacao.

Durante el secado se pueden generar defectos en la estructura del grano siendo el principal:

2.4.1. Caramelización de Azúcares.

Esta reacción de oscurecimiento, también llamada pirólisis, ocurre cuando los azúcares se calientan por encima de su punto de fusión; se efectúa tanto a pH ácidos como alcalinos y se acelera con la adición de ácidos carboxílicos y de algunas sales; se presenta en los alimentos que son tratados térmicamente de manera drástica, tales como la leche condensada y azucarada, los derivados de la panificación, las frituras, y los dulces a base de leche, como cajeta, natillas, etcétera. Los mecanismos que suceden son muy complejos y no se conocen en su totalidad, se llevan a cabo transformaciones por isomerización y deshidratación de los hidratos de carbono (6).

3. METODOLOGÍA

3.1. Método Matemático

3.1.1. Transmisión del calor por convección.

Cuando en un fluido que se encuentra en un campo gravitatorio hay regiones de distinta densidad, siendo las zonas más densas por más frías las que se encuentran en la parte superior, éstas se mueven hacia las zonas de menor densidad que se encuentran en la parte inferior (más caliente) desplazando el fluido que allí se encuentra. La convección puede ser natural o forzada. Se dice que la convección es natural cuando las paredes en contacto con el sistema están en reposo, (por ejemplo, en un convector de los denominados radiadores), mientras que se dice que la convección es forzada cuando algunas de las paredes en contacto con el fluido se mueven favoreciendo la circulación de éste. Como hemos visto, en convección natural el fluido se mueve espontáneamente en el campo de fuerza gravitatorio como consecuencia de la diferencia de densidades entre zonas calientes y frías (7).

3.1.2. Ecuaciones para cálculo de dimensionamiento.

El número de Reynolds, que es un grupo adimensional, y es utilizado para caracterizar el movimiento de un fluido viene dado por el cociente de las fuerzas de inercia por las fuerzas debidas a la viscosidad (8).

Número de Reynolds.

$$N Re = \frac{\rho \cdot V \cdot Di}{\mu}$$

Dónde:

V=velocidad media

d=radio de tubería, r0 = radio de la tubería

v=viscosidad cinemática del fluido

ρ =densidad del fluido

μ =viscosidad absoluta

En caso de conductos de sección recta no circular se utiliza como sección recta por el perímetro mojado, el número de Reynolds es ahora

$$N Re = \frac{V(4R)}{v}$$

En una tubería circular se considera:

- ✓ $Re < 2300$ El flujo sigue un comportamiento laminar.
- ✓ $2300 < Re < 4000$ Zona de transición de laminar a turbulento.
- ✓ $Re > 4000$ El fluido es turbulento.

3.1.3. Convección forzada.

En buena parte de los casos el número de Nusselt para la convección forzada puede ajustarse por una expresión de la forma

$$Nu = cte(N Re)^m (N Pr)^n$$

Donde Re es el número de Reynolds y Pr es el número de Prandtl, dado por

$$Pr = \frac{v}{\alpha} = \frac{c_p U}{X}$$

Con α la difusividad térmica del fluido. L es una dimensión característica del sistema y cte, n y m son parámetros función de la geometría y del rango de números de Reynolds. Para los gases el número de Prandtl Pr apenas depende de la temperatura y en el caso concreto del aire puede tomarse $Pr = 0,7$.

Dependiendo del tipo de flujo (laminar o turbulento) y de la geometría de las superficies se utilizan distintas expresiones para el número de Nusselt (8). Así, para superficies planas en régimen laminar se utiliza una expresión de la forma

$$Nu = 0,664 Re^{1/2} Pr^{1/3}$$

Válida en el rango $Pr < 0,6$ y $Re < 5 \times 10^5$. Para una superficie plana en régimen turbulento se utiliza la expresión

$$Nu = 0,037 Re^{4/5} Pr^{1/3}$$

Válida en el rango $0,6 < Pr < 60$ y $5 \times 10^5 < Re < 10^7$. A menudo la lámina es lo suficientemente grande para que se tenga una combinación de flujo laminar y turbulento. En este caso,

$$Nu = (0,037 Re^{4/5} - 871)Pr^{1/3}$$

Válida en el rango $0,6 < Pr < 60$ y $5 \times 10^5 < Re < 10^7$. Una expresión utilizada para convección forzada en el interior de una tubería cilíndrica es la siguiente,

$$Nu = 0,02 Re^{8,8}$$

3.1.4. Transferencia de calor y masa en el secado

El proceso de transferencia de calor y de masa inicia cuando un medio de secado, generalmente una masa de aire caliente (con una velocidad, humedad y temperatura previamente definidas), entra en contacto con el material que se desea secar. El calor se transfiere inicialmente a la superficie del material por convección y se mueve a través del mismo por conducción (4). Para secadores que utilizan aire como medio de secado la velocidad de transmisión de calor está dada por:

$$Q = h_s A (T_g - T_{sup})$$

Dónde:

Q = velocidad de transmisión de calor.

hs = coeficiente de convección.

A = área a través de la cual tiene lugar el flujo de calor.

Tg = temperatura del Aire.

Tsup = temperatura de la superficie que se está secando

3.2. Pasos Para Elaborar El Diseño.

a) Determinar parámetros de trabajo

Se caracteriza las propiedades de la materia prima e instrumentos u equipos a utilizar durante la realización del diseño los cuales deben trabajar a condiciones constantes.

b) Determinar fórmulas para el diseño.

De acuerdo a las propiedades de estudio se determina las formulas a emplear durante el desarrollo del diseño, las cuales se detallaron en la metodología.

c) Establecer la correlación de fórmulas y resultados.

Para hacer más fácil el diseño se deben relacionar los resultados obtenidos con las formulas consiguientes que se irán estableciendo de acuerdo al progreso de la resolución del problema.

d) Determinar las conclusiones de acuerdo a los resultados

Obtenido el diseño se establecen los resultados obtenidos y se observa el posible error en alguno de sus cálculos o formulas mal planteadas, en caso de no haber alguna correlación entre datos.

4. HERRAMIENTA

4.1. Hoja de cálculo Excel.

La estructura principal que utiliza este software para almacenar y organizar la información es un área de trabajo en forma de matriz, como si fuera una hoja de papel cuadriculado, formada por un número determinado de filas y columnas, es lo que se llama hoja de cálculo (9).

5. RESOLUCIÓN DEL PROBLEMA

5.1. Problema

El secado es una operación que aplicados en los alimentos brinda mayor tiempo de conservación del alimento, al mismo tiempo, proporciona en algunos alimentos el desarrollo de caracteres organolépticos deseados en el producto final, que brindan aspectos de calidad; como es el caso del café y el cacao, en base a esta operación de secado, la producción agrícola del café y del cacao, es evidente en nuestra provincia, por ende el desarrollo de procesos a escala piloto que permitan el desarrollo de la industrialización de estos productos.

5.2. Cálculos empleados para el desarrollo del diseño

Tubería de entrada:

Material: Acero; Cédula 40S

Tamaño nominal: 3 in = $7,62 \times 10^{-2}$ m

Diámetro interno 3,068 in = $7,793 \times 10^{-2}$ m

Diámetro externo 3,5 in = $7,793 \times 10^{-2}$ m

Espesor: 0,216 in = $5,49 \times 10^{-3}$ m

Longitud: 50 cm = 0,5 m

Tubería de salida

Material: Acero; Cédula 40S

Tamaño nominal: 3 in = $7,62 \times 10^{-2}$ m

Diámetro interno 3,068 in = $7,793 \times 10^{-2}$ m

Diámetro externo 3,5 in = $7,793 \times 10^{-2}$ m

Espesor: 0,216 in = $5,49 \times 10^{-3}$ m

Longitud: 30 cm = 0,3 m

Paredes del secador

Aislantes:

Lana de vidrio: espesor 4 cm = 0,04 m

Latón: espesor 1,5 mm = $1,5 \times 10^{-3}$ m

Hierro forjado: 2 cm = 0,02 m

Dimensiones del secador

Espesor total de paredes: 6,15 cm = 0,0615 m

Longitud: 1,62 m

Alto: 0,86 m

Ancho: 0,64 m

Dimensiones de bandejas

Longitud: 0,7 m

Alto: 1,2 cm = 0,0012 m

Ancho: 0,22m

CÁLCULOS:

HUMEDAD (CACAO FERMENTADO)

DATOS:

Peso muestra= 14,051 g

Peso capsula tarada= 138,7183 g

P1= peso capsula + muestra húmeda = 152,7693 g

P2= peso capsula + muestra seca = 147,196 g

H_2O Evaporada = P1 – P2

$$= 14,051 \text{ g} - 8,4777 \text{ g}$$

$$= 5.5733 \text{ g}$$

$$\% \text{ Humedad} = \frac{H_2O \text{ Evaporada}}{\text{peso muestra}} \times 100$$

$$\% \text{ Humedad} = \frac{5.5733 \text{ g}}{14.051 \text{ g}} \times 100$$

$$\% \text{ Humedad} = 39,66$$

HUMEDAD (CACAO SECO)

Peso muestra: 15,598 g

Peso de capsula tarada= 138,7183 g

P1= 154,3163 g

P2= 153,0435 g

H_2O Evaporada = P1 – P2

$$= 15,598 \text{ g} - 14,3252 \text{ g}$$

$$= 1,2728 \text{ g}$$

$$\% \text{ Humedad} = \frac{1.2728 \text{ g}}{15.598 \text{ g}} \times 100$$

$$\% \text{ Humedad} = 8.16$$

BALANCE DE MATERIA

FERMENTACIÓN

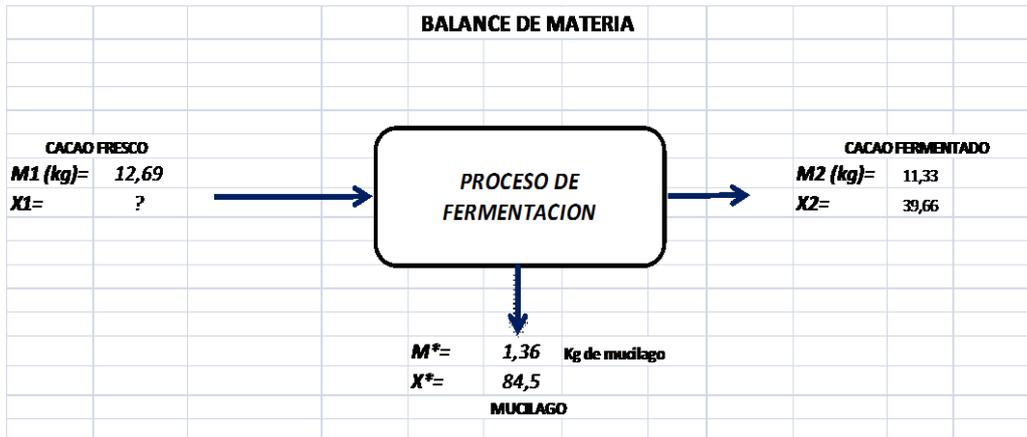
DATOS:

Cacao con mucilago = 28 lb = 12,69 kg

Cacao fermentado = 25 lb = 11,33 kg

Peso de cacao a secar = 15,75 lb = 7,14 kg

Peso de cacao seco = 12,24 lb = 5,55 kg



BALANCE GENERAL (FERMENTACION)

$$A = B + C$$

BALANCE DE HUMEDAD

$$A = B + C6$$

$$12,69 \text{ kg} \left(\frac{x}{100} \right) = 11,33 \text{ kg} \left(\frac{39,66}{100} \right) + 1,36 \text{ kg} \left(\frac{84,5}{100} \right)$$

$$0,28 \cdot X \text{ lb} = 4,46 \text{ kg} + 1,14 \text{ kg}$$

$$X = 44,46 \% \text{ humedad}$$

Voltios = 110

Tamaño = 3 in = $7,62 \times 10^{-2}$ m

R.p.m = 3000/3600

Cycles = 50/60

Amperios = 4

Determinación de velocidad del aire que ingresa al secador de bandejas

$$3000 \text{ rpm} \times 3 \text{ in} = 9000 \frac{\text{in}}{\text{min}}$$

$$9000 \frac{\text{in}}{\text{min}} \left(\frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \right) \left(\frac{30,48 \text{ cm}}{1 \text{ ft}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \right) \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right) = 3,81 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación de radio de la tubería de salida del blower

$$3 \text{ in} \left(\frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}}{3,28 \text{ ft}} \right) = 0,0762 \text{ m}$$

$$r = 0,0762 \text{ m} \div 2 = 0,038 \text{ m}$$

Determinación del caudal volumétrico de aire que ingresa a la tubería

$$Q_v = \Pi \cdot r^2 \times V$$

$$Q_v = (3,1416)(0,038 \text{ m})^2 (3,81 \frac{\text{m}}{\text{s}}) = 0,0172 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

CÁLCULOS EN LA TUBERÍA PARA LA ENTRADA DE AIRE AL SECADOR

DETERMINACION DEL COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELÍCULA BASADO EN EL ÁREA INTERNA (hi) POR CONVECCION FORZADA (INTERIOR DE LA TUBERÍA)

Datos:

Material: Acero, cedula 40S

Tamaño nominal: 3 in = $7,62 \times 10^{-2}$ m

Diámetro interno: 3,068 in = 7.793×10^{-2} m

Diámetro externo: 3,5 in = 8.89×10^{-2} m

Espesor: 0,216 in = 5.49×10^{-3} m

Longitud: 50 cm = 0,5 m

Determinación de propiedades físicas del aire seco a presión atmosférica

T. ambiente = 25°C (ambiente)

T. flujo = 71°C (Dato medido con termómetro tubería de entrada de aire)

$$T_b = \frac{T_{\text{entrada}} + T_{\text{salida}}}{2}$$

$$T_b = \frac{25^{\circ}C + 71^{\circ}C}{2} = 48^{\circ}C$$

Densidad (ρ)

$^{\circ}C$	(ρ)
37,8	1,1352
48	Y
48,9	1,0961

$$Y = Y_1 + \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} (X - X_1)$$

$$Y = 1,1352 + \frac{1,0961 - 1,1352}{48,9 - 37,8} (48 - 37,8)$$

$$Y = 1,0993 \text{ Kg/m}^3$$

Viscosidad (μ)

$^{\circ}C$	(μ)
37,8	68,45
48	Y
48,9	70,30

$$m = \frac{70,30 - 68,45}{48,9 - 37,8}$$

$$m = 0,1666$$

$$y = 7014 \times 10^{-3} \text{ kg/h.m} \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 1,948 \times 10^{-5} \text{ kg/s.m} (\mu)$$

Conductividad térmica

$^{\circ}C$	K
37,8	23,33
48	Y
48,9	24,06

$$Y = 23,33 + \frac{24,06 - 23,33}{48,9 - 37,8} (48 - 37,8)$$

$$Y = 24,00 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.m.}^{\circ}\text{C}$$

N Prandal (N Pr)

N Pr= 0,7032	$^{\circ}\text{C}$	N Pr
	37,8	0,706
	48	Y
	48,9	0,703

Determinación de número de Reynolds (N Re)

$$N Re = \frac{\rho \cdot V \cdot Di}{\mu}$$

$$N Re = \frac{\left(1,099 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) \left(3,81 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) \left(7,793 \times 10^{-2} \text{ m}\right)}{1,948 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

N Re = 16750,90 Turbulento (De acuerdo al número de Reynolds se aplica formula)

Determinación de Numero de Nusselt(Nu)

$$Nu = 0,027(N Re)^{0.8} (N Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{si}}\right)^{0.14} \longrightarrow$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_{si}}\right) = 1 ; T_b = T_{si}$$

$$Nu = 0,027 (16750,227)^{0.8} (0,7032)^{1/3} (1)$$

$$Nu = 57,56$$

$$Nu = \frac{h_i \cdot Di}{K_f} \longrightarrow \text{despeje de } h_i \longrightarrow h_i = \frac{Nu \cdot K_f}{Di} \longrightarrow h_i = \frac{(57,56) \left(0,279 \frac{\text{J}}{\text{s.m.}^{\circ}\text{C}}\right)}{7,793 \times 10^{-2} \text{ m}}$$

$$h_i = 206,023 \text{ watt/m}^{\circ}\text{C}$$

DETERMINACION DE COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELÍCULA BASADO EN EL ÁREA EXTERNA

(ho) CONVECCION LIBRE (EXTERIOR DE LA TUBERÍA)

Determinación de temperatura media

$$T_b = \frac{T_s + T_{\infty}}{2}$$

ts= temperatura de superficie

$$T_m = \frac{29^{\circ}\text{C} + 25^{\circ}\text{C}}{2} = 27^{\circ}\text{C}$$

Determinación de propiedades físicas del aire seco

Densidad (ρ)

$^{\circ}\text{C}$	(ρ)
26,7	1,1774
27	Y
37,8	1,1352

$m = -3,801 \times 10^{-3}$

$y = 1,1785 \text{ kg/m}^3 (\rho)$

Viscosidad (μ)

$^{\circ}\text{C}$	(μ)
26,7	66,56
27	Y
37,8	68,45

$m = 0,1702$

$y = 66,86 \times 10^{-3} \text{ kg/h.m } (\mu)$

N Prandal (N Pr)

$^{\circ}\text{C}$	N Pr
26,7	0,709
28,67	X
37,8	0,706

N Pr = 0,708

Conductividad (Kf)

$^{\circ}\text{C}$	(Kf)
26,7	22,59
28,67	X
37,8	23,33

$m = 0,0666$

$$y = 22,72 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.ms} \left(\frac{4184 \text{ J}}{1 \text{ kcal}} \right) \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 0,2640 \text{ J/s.m}^{\circ}\text{C}$$

Determinación de número de Grashof

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T_o \cdot \rho^2 \cdot D_o^2}{\mu^2}$$

$$Gr = \frac{\left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) (0,04^{\circ}\text{C}) (4^{\circ}\text{C}) \left(1,1699 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)^2 (0,1289 \text{ m})^2}{\left(66,86 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{h.m}}\right) \left(\frac{1 \text{ h}}{3600}\right) = \left(1,858 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}\right)^2} \quad D_o = 8,89 \times 10^{-2} \text{ m} + 0,04 \text{ m} = 0,1289 \text{ m}$$

$$Gr = 1,0587 \times 10^9$$

$$Ra_l = (Gr \cdot NPr)$$

$$Ra_l = (749509.600)$$

Determinación de Nusselt

$$Nu = \left[0.6 + \frac{0,387 Ra_l^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{NPr}\right)^{\frac{9}{16}}\right]^{\frac{8}{27}}}\right]^2$$

$$Nu = \left[0.6 + \frac{0,387 (749509.600)^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{0,708}\right)^{\frac{9}{16}}\right]^{\frac{8}{27}}}\right]^2$$

$$Nu = 219,36$$

$$h_o = \frac{Nu \cdot K_f}{D_o}$$

$$h_o = \frac{(219,36) (0,264 \frac{\text{J}}{\text{s.m}^{\circ}\text{C}})}{0,1289 \text{ m}}$$

$$h_o = 447,23 \text{ watt/m}^{\circ}\text{C}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR (EN BASE A LA CAPA LIMITANTE)

$$\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \geq \frac{r_1 (\ln \frac{r_2}{r_1})}{K}$$

$$\frac{r_1 (\ln \frac{r_2}{r_1})}{K} \approx 0$$

PELICULA RECIPROCANTE

HALLAR EL RECIPROCO

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{r_1}{r_2 h_o}}$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{r_2}{r_1 h_i}}$$

$$r_1 \approx D_1$$

$$r_2 \approx D_2$$

ANÁLISIS

$$h_i = 206,023 \text{ J/seg m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R_{ci} = \frac{1}{h_i} = 4,854 \times 10^{-3}$$

$$h_o = 447,23 \text{ J/seg m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R_{co} = \frac{1}{h_o} = 2,236 \times 10^{-3}$$

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{r_1}{r_2 h_o}}$$

$$U_i = \frac{1}{(4,854 \times 10^{-3} \text{ seg m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/J}) + \frac{7,79 \times 10^{-2} \text{ m}}{(0,1689 \text{ m})(447,23 \text{ J/seg m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})}}$$

$$U_i = 169,91 \text{ J/seg m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

CÁLCULO DEL CALOR POR CONDUCCION EN TUBERIA PARA LA ENTRADA DE AIRE AL SECADOR.

Calculo del calor por conducción en el interior de la tubería de entrada de aire

$$Q = h_i A_i (T_b - T_{si})$$

$$A_i = 2\pi \cdot r \cdot L$$

$$Q = (206,023 \text{ J/s.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})(2 \pi (0,039 \text{ m})(0,5 \text{ m}))(48 \text{ } ^\circ\text{C} - 46 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$Q = 50.484 \text{ J/s}$$

Radios de tubería

$$r_1 = 0,039 \text{ m (radio interno tubería acero)}$$

$$r_2 = 0,044 \text{ m (radio externo tubería acero)}$$

$$r_3 = 0,084 \text{ m (radio externo lana de vidrio)}$$

Propiedades físicas

$$\text{(kf) conductividad acero} = 26 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F} \longrightarrow 44,958 \text{ J/s.m.}^\circ\text{C}$$

$$\text{(kf) lana de vidrio} = 0,0308 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F} \longrightarrow 0,053 \text{ J/s.m.}^\circ\text{C}$$

Distribución de temperatura por cada capa

Calculo de temperatura de interface

$$Q = \frac{T_{si} - T_{interface}}{\frac{1}{2\pi L} \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} \right]}$$

$$50,484 \text{ J/s} = \frac{46 - T_{interface}}{\frac{1}{2\pi(0,5 \text{ m})} \left[\frac{\ln\left(\frac{0,044 \text{ m}}{0,039}\right)}{44,95 \frac{\text{J}}{\text{s}\cdot\text{m}^0\text{C}}} \right]}$$

$$T_{Interface} = 46^\circ\text{C} - \frac{1}{2\pi(0,5\text{m})} \left[\frac{\ln\left(\frac{0,044 \text{ m}}{0,039}\right)}{44,95 \frac{\text{J}}{\text{s}\cdot\text{m}^0\text{C}}} \right] (50,484) \text{ J/s}$$

$$T_{interface} = 46 - (0,3183) (2,683 \times 10^{-2}) (50,484)$$

$$T_{interface} = 45,95 \text{ }^\circ\text{C}$$

Calculo de temperatura superficial Ts

$$Q = \frac{T_{interface} - T_s}{\frac{1}{2\pi L} \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} \right]}$$

$$50,484 \text{ J/s} = \frac{45,95 - T_s}{\frac{1}{2\pi(0,5 \text{ m})} \left[\frac{\ln\left(\frac{0,084 \text{ m}}{0,044 \text{ m}}\right)}{0,0577 \frac{\text{J}}{\text{s}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} \right]}$$

$$T_s = 45,95 \text{ }^\circ\text{C} - \frac{1}{2\pi(0,5 \text{ m})} \left[\frac{\ln\left(\frac{0,084 \text{ m}}{0,044 \text{ m}}\right)}{0,0577 \frac{\text{J}}{\text{s}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} \right] (50,484 \text{ J/s})$$

$$T_s = 45,95 - (0,3183) (2,683 \times 10^{-2}) (50,484)$$

$$T_s = 29,05 \text{ }^\circ\text{C}$$

CÁLCULO DE TUBERIA PARA LA SALIDA DEL AIRE HUMEDO DEL SECADOR

DETERMINACION DE COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELÍCULA BASADO EN EL ÁREA INTERNA

(hi) POR CONVECCION LIBRE

Datos:

Material: Acero, cedula 40S

Tamaño nominal: 3 in = $7,69 \times 10^{-2}$ m

Diámetro interno: 3,068 in = $7,793 \times 10^{-2}$ m

Diámetro externo: 3,5 in = $8,89 \times 10^{-2}$ m

Espesor: 0,216 in = $5,49 \times 10^{-3}$ m

Longitud: 30 cm = 0,3m

Determinación de diámetro

$$D_i = 7,793 \times 10^{-2} \text{ m}$$

Determinación de temperatura media

$T_b = 54^\circ \text{ C}$ (temperatura que se mantiene a lo largo de toda la tubería)

Determinación de propiedades físicas

Conductividad (Kf)

$^\circ \text{ C}$	(Kf)
48,9	24,06
54	X
60	24,79

$m = 0,0657$

$$y = 24,39 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.ms} \left(\frac{4184 \text{ J}}{1 \text{ kcal}} \right) \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 0,2834 \text{ J/s.m } ^\circ \text{ C}$$

Densidad (ρ)

$^\circ \text{ C}$	(ρ)
48,9	1,0961
54	X
60	1,0595

$m = 3,2972 \times 10^{-3}$

$$y = 1,0792 \text{ kg/m}^3 (\rho)$$

Viscosidad (μ)

$^\circ \text{ C}$	(μ)
48,9	70,30
54	X
60	72,10

$$m = 0,1621$$

$$y = 71,12 \times 10^{-3} \text{ kg/h.m} \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 1,975 \times 10^{-5} \text{ kg/s.m} (\mu)$$

N Prandal (N Pr)

$^\circ \text{ C}$	N Pr
--------------------	------

48,9 0,703

54 X

60 0,700

N Pr= 0,701

Determinación de número de Reynolds (N Re)

$$N Re = \frac{\rho \cdot V \cdot Di}{\mu}$$

$$N Re = \frac{(\rho = 0,0792 \frac{kg}{m^3}) (V = 3,81 \frac{m}{s}) (Di = 7,793 \times 10^{-2} m)}{\mu = 1,975 \times 10^{-5} \frac{kg}{s \cdot m}}$$

N Re = 16224,24 Turbulento

Determinación de Numero de Nusselt (Nu)

$$Nu = 0,027 (N Re)^{0.8} (N Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0.14}$$

$$Nu = 0,027 (16224,24)^{0.8} (0,701)^{1/3} (1)$$

Nu = 55,98

$$Nu = \frac{h_i \cdot Di}{K_f} \longrightarrow \text{despeje de } h_i \longrightarrow h_i = \frac{Nu \cdot K_f}{Di} \longrightarrow h_i = \frac{(55,98)(0,2834 \frac{J}{ms^0 C})}{7,793 \times 10^{-2} m}$$

hi= 203,57 watt/m²C

DETERMINACION DE COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELÍCULA BASADO EN EL ÁREA EXTERNA (ho) POR CONVECCION LIBRE

Determinación de temperatura media

$$T_m = \frac{51,99^0 C + 25^0 C}{2} = 38,5^0 C$$

Determinación de propiedades físicas

Densidad (ρ)

⁰C (ρ)

37,8 1,1352

38,5 X

48,9 1,0961

$$m = -3,5225 \times 10^{-3}$$

$$y = 1,1327 \text{ kg/m}^3 (\rho)$$

Viscosidad (μ)

$^{\circ}\text{C}$	(μ)
37,8	68,45
38,5	X
48,9	70,30

$$m = 0,1666$$

$$y = 68,56 \times 10^{-2} \text{ kg/h.m } (\mu)$$

N Prandal (N Pr)

$^{\circ}\text{C}$	N Pr
37,8	0,706
38,5	X
48,9	0,703

$$\text{N Pr} = 0,7058$$

Conductividad (Kf)

$^{\circ}\text{C}$	(Kf)
37,8	23,33
38,5	X
48,9	24,06

$$y = 23,37 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.ms } \left(\frac{4184\text{J}}{1\text{kcal}} \right) \left(\frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \right) = 1,904 \times 10^{-4} \text{ J/s.m}^{\circ}\text{C}$$

Determinación de número de Grashof

$$\text{Gr} = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T_o \cdot \rho^2 \cdot D_o^2}{\mu^2}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{25} \longrightarrow 0,04^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_o = T_{so} - T_f = \Delta T_o = 51,99^{\circ}\text{C} - 25^{\circ}\text{C} = 26,9^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Gr} = \frac{\left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right) (0,04^{\circ}\text{C}) (26,99^{\circ}\text{C}) \left(1,1327 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^2 (8,89 \times 10^{-2} \text{m})^2}{\left(68,56 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \text{m} \right) \left(\frac{1\text{h}}{3600} \right)} = 1,904 \times 10^{-4}$$

$$\text{Gr} = 2,963 \times 10^6$$

$$Ra_l = (Gr \cdot NPr)$$

$$Ra_l = (2,963 \times 10^6)(0,7058)$$

$$Ra_l = 2,091 \times 10^6$$

Determinacion de Nusselt

$$Nu = \left[0,6 + \frac{0,387 Ra_l^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{NPr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2$$

$$Nu = \left[0,6 + \frac{0,387 (2,091 \times 10^6)^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{0,7058} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2$$

$$Nu = 17,904$$

$$h_o = \frac{Nu \cdot K_f}{D_o}$$

$$h_o = \frac{(17,904)(0,2715 \frac{J}{s \cdot m^0 \cdot c})}{8,89 \times 10^{-2} m}$$

$$h_o = 54,68 \text{ watt/m}^2\text{C}$$

CÁLCULO DEL CALOR POR CONDUCCION EN TUBERIA PARA LA SALIDA DE AIRE HUMEDO.

Calculo del calor por conducción en el interior de la tubería de salida de aire húmedo.

$$Q = h_i A_i (T_b - T_{si})$$

T_b= temperatura interna de tubería salida del secador

T_{si}= temperatura de la superficie de tubería

$$A_i = 2\pi \cdot r \cdot L$$

$$Q = (203,57 \text{ J/s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C})(2 \pi (0,039 \text{ m})(0,3 \text{ m}))(54 \text{ }^\circ\text{C} - 52 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$Q = 29,93 \text{ J/s}$$

Radios de la tubería de salida

r₁ = 0,039 m (radio interno tubería acero)

r₂ = 0,044 m (radio externo tubería acero)

$r_3 = 0,084 \text{ m}$ (radio externo de las dos capas: acero y aislante)

Propiedades físicas

(kf) conductividad acero = 26 Btu/h.ft.⁰F \longrightarrow 44,958 J/s.m.⁰C

Distribución de temperatura por cada capa

Calculo de temperatura de interface

$$Q = \frac{T_{si} - T_{interface}}{\frac{1}{2\pi L} \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1}\right]}$$

$$29,93 \text{ J/s} = \frac{52 - T_{interface}}{\frac{1}{2\pi(0,3 \text{ m})} \left[\frac{\ln\left(\frac{0,044 \text{ m}}{0,039}\right)}{44,95 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^0 \text{C}}}\right]}$$

$$T_{Interface} = 52^{\circ}\text{C} - \frac{1}{2\pi(0,5 \text{ m})} \left[\frac{\ln\left(\frac{0,044 \text{ m}}{0,039}\right)}{44,95 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^0 \text{C}}}\right] (29,93) \text{ J/s}$$

$$T_{interface} = 52 - (0,5305) (2,683 \times 10^{-2}) (29,93)$$

$$T_{interface} = 41,95^{\circ}\text{C}$$

CALCULO EN EL INTERIOR DE LA CAMARA

DETERMINACION DE COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELÍCULA BASADO EN EL ÁREA EXTERNA (h_o) DE PLACA HORIZONTAL DEL SECADOR (BANDEJAS) CONVECCION FORZADA

Datos:

$$\Delta x_{placa} = 1,5 \text{ mm} \left(\frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \right) = 1,5 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Determinación de temperatura media

$$T_m = \frac{T_{\text{fujo aire}} + T_{\text{placa y cacao}}}{2}$$

$$T_m = \frac{60^{\circ}\text{C} + 56^{\circ}\text{C}}{2} = 58^{\circ}\text{C}$$

Determinación de propiedades físicas

Conductividad (Kf)

⁰ C	(Kf)
48,9	24,06
58	Y
60	24,79

$$y = 24,69 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.ms} \left(\frac{4184 \text{ J}}{1 \text{ kcal}} \right) \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 0,286 \text{ J/s.m}^{\circ}\text{C}$$

Densidad (ρ)

$^{\circ}\text{C}$	(ρ)
48,9	1,0961
58	Y
60	1,0595

$$y = 1,066 \text{ kg/m}^3 (\rho)$$

Viscosidad (μ)

$^{\circ}\text{C}$	(μ)
48,9	70,30
58	Y
60	72,10

$$y = 71,127 \times 10^{-3} \text{ kg/h.m} \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 1,975 \times 10^{-5} \text{ kg/s.m} (\mu)$$

N Prandl (N Pr)

$^{\circ}\text{C}$	N Pr
48,9	0,703
58	Y
60	0,700

$$\text{N Pr} = 0,7016$$

Determinación de número de Reynolds (N Re)

$$\text{N Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot \Delta x}{\mu}$$

$$\text{N Re} = \frac{\left(1,066 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) \left(3,81 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right) (0,0015 \text{ m})}{1,975 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \text{m}}$$

$$\text{N Re} = 308,46$$

Determinación de Numero de Nusselt(Nu)

$$\text{Nu} = 0,33 (\text{N Re})^{1/2} (\text{N Pr})^{1/3}$$

$$\text{Nu} = 0,33 (308,46)^{1/2} (0,7016)^{1/3}$$

$$\text{Nu} = 5,150$$

$$Nu = \frac{h_o \Delta x}{K_f} \longrightarrow \text{despeje de } h_o \longrightarrow h_o = \frac{Nu \cdot K_f}{\Delta x} = \frac{(5,150)(0,2875 \frac{J}{m \cdot s \cdot ^\circ C})}{0,0015m}$$

$$h_o = 981,933 \text{ watt/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

DETERMINACION DE COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELÍCULA BASADO EN EL ÁREA EXTERNA (h_o) EN PAREDES VERTICALES DEL SECADOR POR CONVECCION LIBRE

Espesor de materiales

$$\Delta x \text{ Lana de vidrio} = 0.04 \text{ m}$$

$$\Delta x \text{ lata} = 1.5 \text{ mm} \left(\frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}}\right) \left(\frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}\right) = 1.5 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$\Delta x \text{ hierro} = 0.02 \text{ m}$$

$$\Delta x \text{ Total} = 0.0615 \text{ m}$$

Determinación de temperatura media

$$T_m = \frac{25^\circ\text{C} + 23^\circ\text{C}}{2} = 24^\circ\text{C} \quad T \text{ fluido externo} = 25^\circ\text{C} \quad T_s = 23^\circ\text{C} \text{ (asumido)}$$

Determinación de propiedades físicas

Conductividad (K_f)

$^\circ\text{C}$	(K _f)
15,6	21,84
24	Y
26,7	22,59

$$y = 22,407 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.ms} \left(\frac{4184 \text{ J}}{1 \text{ kcal}}\right) \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}\right) = 0,26 \text{ J/s.m}^\circ\text{C}$$

Densidad (ρ)

$^\circ\text{C}$	(ρ)
15,6	1,2227
24	Y
26.7	1,1774

$$y = 1,1884 \text{ kg/m}^3 \text{ (ρ)}$$

Viscosidad (μ)

$^{\circ}\text{C}$	(μ)
15,6	64,65
24	Y
26,7	66,56

$$y = 66,095 \times 10^{-3} \text{ kg/h.m} \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 1,836 \times 10^{-5} \text{ kg/s.m} (\mu)$$

N Prandal (N Pr)

$^{\circ}\text{C}$	N Pr
15,6	0,712
24	Y
26,7	0,79

N Pr= 0.7097

Determinación de número de Grashof

$$\text{Gr} = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T_o \cdot \rho^2 \cdot \Delta X^2}{\mu^2}$$

$$\frac{1}{T_f} \longrightarrow \frac{1}{25} = 0.04 \quad \Delta T_o = T_{so} - T_f \longrightarrow \Delta T_o = 25^{\circ}\text{C} - 23^{\circ}\text{C} = 2^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Gr} = \frac{\left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) (0,04^{\circ}\text{C}) (2^{\circ}\text{C}) \left(1,1884 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)^2 (0,0615 \text{ m})^2}{1,836 \times 10^{-5}}$$

$$\text{Gr} = 2,599 \times 10^7$$

$$\text{Ral} = (\text{Gr} \cdot \text{NPr})$$

$$\text{Ral} = 1,84 \times 10^7$$

Determinacion de Nusselt

$$\text{Nu} = 0,68 + 0,67 \times \text{Ral}^{1/4} \left[1 + \left(\frac{0,492}{\text{NPr}} \right)^{9/6} \right]^{-4/9}$$

$$\text{Nu} = 0,68 + \frac{(0,67) (1,705 \times 10^7)^{1/4}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{0,708} \right)^{9/6} \right]^{4/9}}$$

$$\text{Nu} = 36,519$$

$$h_o = \frac{\text{Nu} \cdot K_f}{D_o}$$

$$h_o = \frac{(36,519) (0,260 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^{\circ}\text{C}})}{0,0615 \text{ m}}$$

$$h_o = 154.39 \text{ watt/m}^{2\circ}\text{C}$$

DETERMINACION DE CALOR GLOBAL QUE ATRAVIESA LA PARED VERTICAL DEL SECADOR

$$Q_{\text{global}} = \frac{Ti - T\alpha}{\frac{1}{hi.Ai} + \left[\frac{\Delta x1}{k1.A1} + \frac{\Delta x2}{k2.A2} + \frac{\Delta x3}{k3.A3} \right] \text{conduccion} + \frac{1}{ho.Ao} \text{conveccion}}$$

$$Q_{\text{global}} = \frac{60^{\circ}\text{C} - 25^{\circ}\text{C}}{\frac{1}{(981.933)(1.104)} + \left[\frac{0.04 \text{ m}}{(0.052)(0.383)} + \frac{(1.5 \times 10^{-3})}{(103.75)(0.383)} + \frac{0.02}{(44.96)(0.383)} \right] + \frac{1}{(150.66)(1.39 \text{ m}^2)}}$$

$$Q_{\text{global}} = 17.372 \text{ J/s}$$

DETERMINACION DE TEMPERATURA EN DISTINTAS CAPAS DE LA PARED DEL SECADOR

$$Q = \frac{Tsi - T1}{\frac{\Delta x1}{k1.A1}}$$

$$T1 = tsi - Q \left(\frac{\Delta x1}{k1.A1} \right)$$

$$T1 = 58^{\circ}\text{C} - (17,372) \left(\frac{0,04 \text{ m}}{(0,053 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^{\circ}\text{C}})(0,383)} \right)$$

$$T1 = 23,77^{\circ}\text{C}$$

$$T2 = 23,77^{\circ}\text{C} - (17,372) \left(\frac{1,5 \times 10^{-3} \text{ m}}{(103,75 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^{\circ}\text{C}})(0,383)} \right)$$

$$T2 = 23,76^{\circ}\text{C}$$

$$Ts = 23,76^{\circ}\text{C} - (17,372) \left(\frac{0,02 \text{ m}}{(47,725 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^{\circ}\text{C}})(0,383)} \right)$$

$$Ts = 23,74^{\circ}\text{C}$$

DETERMINACION DE COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELÍCULA BASADO EN EL AREA EXTERNA (ho) POR CONVECCION LIBRE EN PAREDES PLANAS HORIZONTALES

Determinación de temperatura media

$$Tm = \frac{23.74 + 25}{2} = 24,37^{\circ}\text{C}$$

Determinación de propiedades físicas

Conductividad (Kf)

$^{\circ}\text{C}$	(Kf)
15,6	21,84
24,37	Y
26,7	22,59

$$y = 22,43 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.ms} \left(\frac{4184\text{J}}{1\text{kcal}} \right) \left(\frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \right) = 0,2607 \text{ J/s.m } ^{\circ}\text{C}$$

Densidad (ρ)

$^{\circ}\text{C}$	(ρ)
15,6	1,2227
24,37	Y
26,7	1,774

$$y = 1,1885 \text{ kg/m}^3 (\rho)$$

Viscosidad (μ)

$^{\circ}\text{C}$	(μ)
15,6	64,65
24,37	Y
26,7	66,56

$$y = 66,16 \times 10^{-3} \text{ kg/h.m} \left(\frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \right) = 1,837 \times 10^{-5} \text{ kg/s.m} (\mu)$$

N Prandal (N Pr)

$^{\circ}\text{C}$	N Pr
15,6	0,712
24,37	Y
26,7	0,709

$$\text{N Pr} = 0,7097$$

Determinación de número de Grashof

$$\text{Gr} = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_a) \cdot L_c^3}{\mu \alpha}$$

$$\text{Gr} = \frac{\left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right) (0,04^{\circ}\text{C}) (1,26^{\circ}\text{C}) (0,193\text{m})^3}{(1,336 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s})}$$

$$\text{Gr} = 265,77$$

Cálculo del área

$$A = b \cdot h$$

$$A = (1,5\text{m})(0,52\text{m}) = 0,78\text{m}^2$$

Cálculo del perímetro

$$Ra_l = (Gr \cdot NPr)$$

$$Ra_l = (315,64)(0,7097)$$

$$Ra_l = 188,62$$

$$P = 2(a + b)$$

$$P = 2(1,5m + 0,52m) = 4,04m$$

Cálculo de longitud

Determinación de Nusselt

$$L_c = \frac{A_s}{P}$$

$$Nu = 0,27 (Ra_l)^{\frac{1}{4}}$$

$$L_c = \frac{0,78m^2}{4,04m} = 0,193m$$

$$Nu = 0,27 (188,62)^{\frac{1}{4}}$$

dinámica

Calculo de viscosidad

$$Nu = 1,001$$

$$\mu \alpha = \frac{\mu}{\rho} = \frac{1,833 \times 10^{-5} \text{ Kg/m} \cdot \text{seg}}{1,1785 \text{ Kg/m}^3}$$

$$h_o = \frac{Nu \cdot K_f}{L}$$

$$\mu \alpha = 1,33 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$h_o = \frac{(1,001)(0,2607 \frac{\text{J}}{\text{s} \cdot \text{m}^0 \text{C}})}{0,193m}$$

$$h_o = 1,35 \text{ watt/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

DETERMINACIÓN DEL PODER DE EVAPORACIÓN DEL SECADOR

Para determinar el poder de evaporación se emplea la siguiente fórmula:

$$\frac{Q_h - Q_s}{t} = \text{kg de agua/hr}$$

Dónde:

Q_h = peso de cacao fresco = 12.69 kg

Q_s = peso de cacao seco = 5.55 kg

T = tiempo de proceso (obtenido en experimentación) = 12 h

$$\frac{Q_h - Q_s}{t} = \text{kg de agua/h}$$

$$\frac{12,69 \text{ kg} - 5,55 \text{ kg}}{12 \text{ h}} = \text{kg de agua/h}$$

$$\text{Poder de Evaporación} = 0,59 \text{ Kg de Agua/h}$$

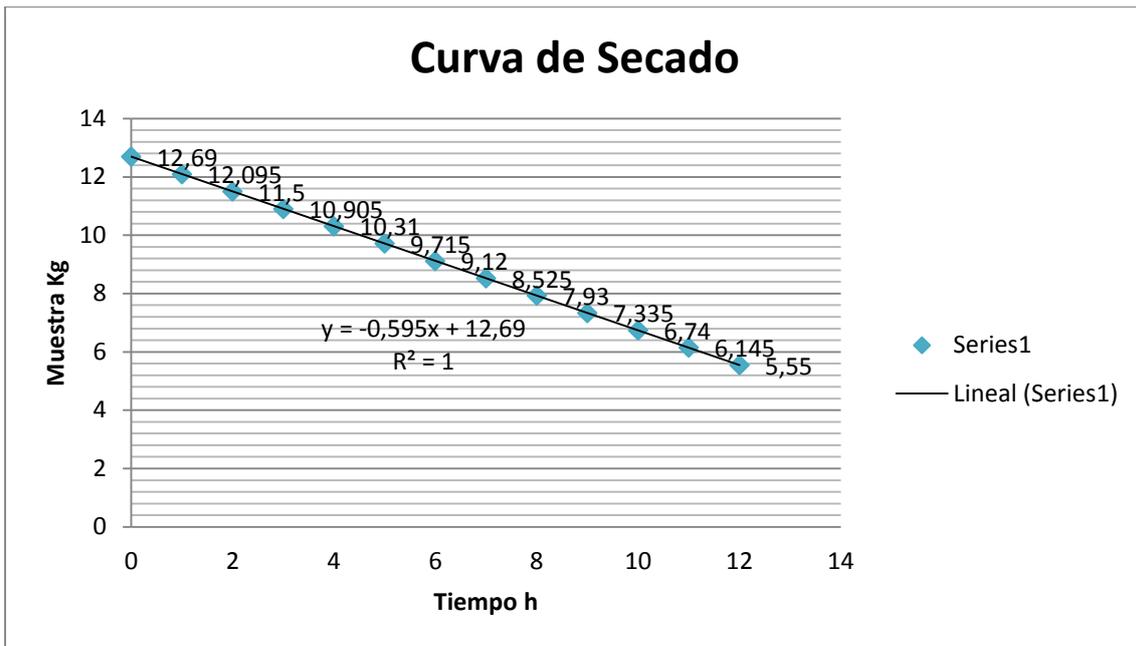
De acuerdo a los datos obtenidos durante el proceso se realiza la curva de secado:

Tabla 2. Datos obtenidos durante el secado de cacao.

Tiempo (h)	Peso (kg)	% Humedad
0	12,69	44,46
1	12,095	41,73
2	11,5	38,71
3	10,905	35,37
4	10,31	31,64
5	9,715	29,53
6	9,12	27,03
7	8,525	24,02
8	7,93	20,93
9	7,335	17,73
10	6,74	14,38
11	6,145	10,98
12	5,55	8,16

Fuente: El Autor

Grafico 1. Curva de secado



Fuente: El Autor

6. CONCLUSIÓN

La simulación matemática del secado de granos de cacao en hojas de cálculo da a conocer un resultado proximal de acorde al proceso realizado bajo condiciones constantes, cabe tomar en consideración que las características propias de los granos deben ser homogéneas lo cual permita mantener parámetros de calidad para el procesamiento de la materia prima. La secadora de bandeja tiene una capacidad de 12,69 kg, siendo la capacidad de evaporación de 0,59 kg/h, cabe destacar que la capacidad de evaporación va a estar supeditada por la cantidad de cacao a secar, debido a que la capa de cacao tiene mayor espesor y la capacidad de transmisión de calor se verá reducida el tiempo de operación será mayor y los coeficientes individuales de película por convección y conducción en el interior (h_i) y exterior (h_o) de la

tubería ubicados en la entrada y salida del secador se podrán ver afectados por la temperatura ambiente y el calor sensible generado por la fuente de calor la cual debe estar en un gradiente de 60 °C – 70 °C, de esta manera evitando posibles defectos en el secado de cacao como la caramelización de los azúcares. Queda expresado que la eficiencia de secado va a depender de parámetros como la temperatura de bulbo seco, el caudal del aire de ingreso, el espesor de lecho o capa de secado y es debido a que mayor espesor de la capa menor es la capacidad de transferencia de calor. Por ende el trabajo aquí expuesto da resultados proximales a condiciones constantes.

7. BIBLIOGRAFIA:

1. **ROSSI, S, y ROA, G.** *Secagem armazenamento de produtos agropecuarios, com uso de energia solar e ar natural.* Sao Paulo : s.n., 1980.
2. **BIZAMA, C.** *Tipos de Operaciones Unitarias.* España : Academia, 2009.
3. **MARQUES, J.** Secado de granos. [aut. libro] FAO. *Manual de manejo poscosecha de granos a nivel rural.* Santiago, Chile : Oficina regional de la FAO para america latina y el caribe, 1993.
4. **RIOS, A y PRADA, A.** *Desarrollo de un prototipo de una máquina de secado para frutas tropicales.* Bucaramanga : s.n., 2010.

5. **ANECACAO**. [En línea] 21 de Febrero de 2006. [Citado el: 22 de Octubre de 2015.] : www.anecacao.com/index.php/es/cacao-enecuador/historia-del-cacao.html.
6. **DELGADILLO**. Caramelización. [En línea] 2009. [Citado el: 24 de 10 de 2015.] pirhua.udep.edu.pe/bitstream/handle/123456789/1564/PYT,_Informe_Final,_DPIMA,_v1.pdf?sequence=1.
7. **MARTÍN, A**. *Apuntes de transmisión del calor*. Madrid : s.n., 2011.
8. **GILCES, H y SANMARTÍN, F**. *Análisis y selección de proceso de cacao y diseño de prototipo de una unidad secadora tipo batch*. Milagro : s.n., 2013.
9. **MICROSOFT**. MICROSOFT. [En línea] 5 de 7 de 2013. [Citado el: 25 de 10 de 2015.] http://www.uhu.es/zulema.nacimiento/excel/Apuntes/Acrobat/Microsoft%20PowerPoint%20-%20La%20hoja%20de%20calculo%20EXCEL_Pdf.pdf.

8. FIRMA DE RESPONSABILIDAD

KLEBER VILLA

