

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE SAN ANTONIO ABAD DEL  
CUSCO**



**ESCUELA DE POSGRADO**

**MAESTRIA EN CIENCIA Y TECNOLOGÍA DE ALIMENTOS**

**MODELAMIENTO Y SIMULACIÓN DEL ENFRIAMIENTO EN TÚNEL  
DEL LICOR DE CACAO**

**TESIS PRESENTADO POR:**

**FIDEL GAMARRA SOTO**  
Ingeniero Químico

**PARA OPTAR AL GRADO ACADÉMICO DE:**

**MAESTRO EN CIENCIA Y TECNOLOGÍA DE ALIMENTOS**

**Dra. Ing° MERY LUZ MASCO ARRIOLA**  
Asesora

**CUSCO - PERÚ**

**2021**

## DEDICATORIA

A:

Dios y a la Virgen del Carmen, por darme la oportunidad de vivir y por estar conmigo en cada paso que doy, por fortalecer mi corazón e iluminar mi mente en la culminación de este trabajo.

Mis Padres Lucio y Lucrecia, por todo el apoyo, consejos, valores y motivación constante para ser una mejor persona.

Mi esposa Libertad, por los ejemplos de perseverancia, constancia y por el valor mostrado para salir adelante y por su amor.

Mis hijos: Bruno, Norman y Melissa, por todo el amor que me profesan y el aliento continuo en la culminación de este objetivo, que espero sea, una motivación para que ellos continúen por esta senda.

Mis hermanos: Nélide, María, Elizabeth, Lucio y Marco Antonio por el constante apoyo y aliento durante la realización de la tesis.

## **AGRADECIMIENTOS**

A:

Mi Asesora la Dra. Ing<sup>o</sup> Mery Luz Masco Arriola, por su generosidad al brindarme la oportunidad de recurrir a su capacidad y experiencia científica en un marco de confianza, afecto y amistad, fundamentales para la concreción de este trabajo.

Mi gran amigo y colega el Dr. Ing<sup>o</sup> Baltazar Nicolás Cáceres Huambo, por su constante apoyo en la concretización del presente trabajo.

Todos los docentes de la Maestría en Ciencia y Tecnología de Alimentos, por los conocimientos y experiencias compartidas, durante el tiempo que duró la maestría.

Los Ingenieros Edgar Álvarez Aragón y Oswaldo Macedo Fuentes, Responsable y Asistente de la Planta Piloto de Chocolates de Ingeniería Química, por permitirme realizar la parte experimental del trabajo.

## **PRESENTACIÓN**

Señor Director de la Escuela de Posgrado de la Universidad Nacional de San Antonio Abad del Cusco.

Señor Coordinador de la Maestría en Ciencia y Tecnología de Alimentos.

En cumplimiento al Reglamento General y el Reglamento para Optar al Grado Académico de Maestro o Doctor vigentes de la Escuela de Posgrado de la Universidad y la Maestría en Ciencia y Tecnología de alimentos, y con el objeto de optar el Grado Académico de Maestro en Ciencia y Tecnología de Alimentos, pongo a vuestra consideración el trabajo de investigación:

### **MODELAMIENTO Y SIMULACIÓN DEL ENFRIAMIENTO EN TUNEL DEL LICOR DE CACAO.**

Trabajo desarrollado en las instalaciones del Centro de Investigación y Producción “Planta de Procesamiento de Cacao”, administrado por la Escuela Profesional de Ingeniería Química. El presente trabajo contribuirá en la mejora de la calidad de la pasta pura de cacao mediante el modelamiento y simulación del túnel de enfriamiento que recibe el licor de cacao procedente de la conchadora y produce la pasta pura sólida lista para su empaquetado. La calidad de la pasta se puede mejorar tanto desde sus propiedades organolépticas como producto de las condiciones de operación en el túnel de enfriamiento.

Al mismo tiempo, el presente trabajo servirá como material de consulta para la academia y la industria considerando las tendencias de la industria moderna de alimentos.

## TABLA DE CONTENIDO

Hoja del título	i
Dedicatoria	ii
Agradecimientos	iii
Presentación	iv
Tabla de contenido	v
Índice de Tablas	vii
Índice de Figuras	viii
Nomenclatura	x
Resumen	xii
Abstract	xiii
INTRODUCCION	1
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.1 Situación problemática	3
1.2 Formulación del problema	4
1.3 Justificación	6
1.4 Objetivos	7
II. MARCO TEÓRICO CONCEPTAL	8
2.1 Bases teóricas	8
2.1.1 El cacao y sus variedades	8
2.1.2 Procesamiento de la pasta pura de cacao	19
2.1.3 Túnel de enfriamiento	27
2.1.4 Balances de masa y energía en sistemas de flujo	27
2.1.5 Refrigeración y sistema de refrigeración por compresión de vapor	29
2.1.6 Conducción en estado transitorio	34

2.2	Marco conceptual	39
2.2.1	Modelamiento	40
2.2.2	Simulación	44
2.2.3	Validación del modelo	47
2.2.4	Transferencia de calor	50
2.3	Antecedentes	51
III.	MATERIALES Y METODOS	55
3.1	Lugar de ejecución	55
3.2	Tipo y nivel de investigación	55
3.3	Materia prima	55
3.4	Descripción del túnel de enfriamiento	63
3.5	Modelamiento del túnel de enfriamiento	65
3.6	Simulación del túnel de enfriamiento	71
3.7	Validación experimental del modelo	83
IV.	RESULTADOS Y DISCUSION	85
4.1	Caracterización reológica del licor de cacao	85
4.2	Evaluación del sistema de refrigeración	87
4.3	Modelamiento	91
4.4	Simulación	97
4.5	Validación	106
	CONCLUSIONES	115
	BIBLIOGRAFIA	116
	APENDICES	122

## INDICE DE TABLAS

Tabla 3.1:	Dimensiones y presentaciones de la pasta pura de cacao	56
Tabla 3.2:	Composición proximal de la materia prima (PPC)	58
Tabla 3.3:	Propiedades del aire a la temperatura de película	82
Tabla 4.1:	Parámetros reológicos para el modelo NCA/CMA de Casson	85
Tabla 4.2:	Interpolación de parámetros, T, H y S	88
Tabla 4.3:	Interpolación de parámetros, T y H	89
Tabla 4.4:	Prueba de hipótesis para los calores específicos	99
Tabla 4.5:	Resultados de la simulación con Matlab	103
Tabla 4.6:	Datos experimentales – Enfriamiento de un molde 0.400 kg	107

## INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1:	Estructura de los triglicéridos	12
Figura 2.2:	Temperaturas y velocidades de cristalización para los diferentes grupos de triglicéridos	13
Figura 2.3:	Configuración de los empaquetamientos de dos y tres cadenas de longitud	14
Figura 2.4:	Empaquetamiento de los cristales de triglicéridos	15
Figura 2.5:	Diagrama de flujo del proceso de elaboración de pasta pura de cacao	26
Figura 2.6:	Ciclo de refrigeración por compresión de vapor	30
Figura 2.7:	Proceso de compresión adiabática	31
Figura 2.8:	Ciclo de refrigeración por compresión de vapor en un diagrama PH	32
Figura 2.9:	Etapas en el desarrollo de un modelo.	42
Figura 2.10:	Proceso de modelamiento y simulación	48
Figura 2.11:	Etapas de la simulación	49
Figura 3.1:	Dimensiones de la pasta pura de cacao	57
Figura 3.2:	Fotografía del Reómetro programable Brookfield	62
Figura 3.3:	Representación esquemática del túnel de enfriamiento	64
Figura 3.4:	Fotografía del túnel de enfriamiento de capa sencilla	65
Figura 3.5:	Balance de energía global	69
Figura 3.6:	Balance en el túnel y la pasta pura de cacao.	69
Figura 3.7:	Algoritmo de Simulación	74
Figura 3.8:	Dimensiones de la rejilla del túnel de enfriamiento	76
Figura 3.9:	Sección transversal del túnel de enfriamiento	76
Figura 3.10:	Fotografía del Multi-Input Thermometer/Datalogger	84
Figura 4.1:	Parámetros reológicos para el licor de cacao a 45°C	86
Figura 4.2:	Diagrama Presión – Entalpía	88
Figura 4.3:	$Bi < 0.1$ , para calor específico constante del producto	98
Figura 4.4:	$Bi < 0.1$ , cambio del calor específico del producto	99
Figura 4.5:	Caso 3 – Simulación en Matlab	102
Figura 4.6:	Simulación – Caso 4	104



Figura 4.7:	Simulación – Caso 5	106
Figura 4.8:	Datos experimentales en función del tiempo	110
Figura 4.9:	Datos experimentales en función de la longitud	110
Figura 4.10:	Simulación – Datos experimentales, Caso 1 y 2, $h = 3.2274 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$	111
Figura 4.11:	Simulación – Datos experimentales, Caso 1 y 2, $h = 7.6141 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$	112
Figura 4.12:	Simulación – Datos experimentales, Caso 4	113
Figura 4.13:	Simulación – Datos experimentales, Caso 5	114

## NOMENCLATURA

$A$	:	Área transversal al flujo, $m^2$
$A_s$	:	Área de transferencia de calor, $m^2$
$Bi$	:	Número de Biot
$C_n$	:	Coefficiente de la ecuación para una placa plana en estado transitorio
$c_p$	:	Calor específico a presión constante, $kJ/(kg \cdot K)$
$COP$	:	Coefficiente de performance
$D$	:	Diámetro, $m$
$D_e$	:	Diámetro equivalente, $m$
$\dot{E}$	:	Velocidad de transferencia de energía, $kJ/s$
$\Delta E_K$	:	Cambio de energía cinética, $kg/(m^2 \cdot s^2)$
$\Delta E_P$	:	Cambio de energía potencial, $kg/(m^2 \cdot s^2)$
$Fo$	:	Número de Fourier
$g$	:	Aceleración de la gravedad, $m/s^2$
$H$	:	Coefficiente convectivo de transferencia de calor, $W/(m^2 \cdot K)$
$H$	:	Entalpía específica, $kJ/kg$
$K$	:	Conductividad térmica, $W/(m \cdot K)$
$k$	:	Índice de consistencia, $Pa \cdot s^n$ .
$L$	:	Longitud, $m$
$L_c$	:	Longitud característica, $m$
$\dot{m}$	:	Flujo másico, $kg/s$
$m_{cv}$	:	Masa en el volumen de control, $kg$
$n$	:	Índice de comportamiento de flujo
$Nu$	:	Número de Nusselt
$Pr$	:	Número de Prandtl
$\dot{q}$	:	Generación de energía por unidad de volumen, $W/m^3$
$Q$	:	Transferencia de calor, $kJ$ ; caudal, $m^3/s$
$\dot{Q}$	:	Velocidad de transferencia de calor, $kJ/kg$
$Re$	:	Número de Reynolds
$r_o$	:	Radio real, $m$
$S$	:	Entropía específica, $kJ/(kg \cdot K)$
$t$	:	Tiempo, $s$
$T$	:	Temperatura absoluta, $K$
$U$	:	Energía interna específica, $kJ/kg$
$u$	:	Velocidad, $m/s$

$V$	:	Volumen, m <sup>3</sup>
$x^*$	:	Coordenada espacial adimensional
$\dot{W}$	:	Potencia, kJ/s
$z$	:	Elevación por encima del nivel de referencia, m

### Letras griegas

$\alpha$	:	Difusividad térmica, m <sup>2</sup> /s; probabilidad de error Tipo I
$\rho$	:	Densidad, kg/m <sup>3</sup>
$\eta$	:	Viscosidad plástica, eficiencia
$\lambda$	:	Calor latente de solidificación, J/g o kJ/kg
$\tau$	:	Tensión cortante, Pa
$\nu$	:	Viscosidad cinemática, m <sup>2</sup> /s
$\theta^*$	:	Temperatura adimensional
$\zeta_n$	:	Valores característicos (eigenvalores)
$\mu$	:	Viscosidad absoluta, kg/(m·s)

## RESUMEN

El trabajo de investigación, tiene como objetivo desarrollar un modelo matemático y simular el proceso de enfriamiento del licor de cacao en el túnel de enfriamiento Modelo DL-CHC-6000 de la Planta Piloto de Chocolates de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de San Antonio Abad del Cusco, con la finalidad de obtener pasta pura de cacao. El modelo ha sido validado a través de pruebas experimentales, utilizando el licor de cacao que se procesa durante la operación de la planta.

El licor de cacao ha sido caracterizado reológicamente haciendo uso del reómetro programable Brookfield (V-III ULTRA RHEOMETER), y se ha evaluado el sistema de refrigeración que tiene el túnel para enfriar el aire. Para desarrollar el modelo se han realizado los balances de masa y energía para el producto y el túnel, y se han aplicado los principios y aproximaciones de la transferencia de calor en estado transitorio al licor de cacao en las condiciones de operación del túnel. Se han utilizado como herramientas para la simulación la hoja de cálculo Excel de Microsoft Office y el lenguaje de programación Matlab.

El modelo que se ajusta mejor de acuerdo a la validación es el modelo de resistencia interna despreciable.

### **Palabras clave:**

Licor de cacao, pasta pura de cacao, modelamiento, simulación, túnel de enfriamiento.

## **ABSTRACT**

This research work has as an objective to develop a mathematical model and simulate the process of cocoa liquor cooling in the cooling tunnel model DL-CHC-6000 of the Chemical Engineering pilot plant of the San Antonio Abad National University of Cusco, in order to obtain cacao pure paste. The model has been validated through experimental tests, using cacao liquor processed during in the operation of the plant.

Cocoa liquor has been characterized rheologically using the Brookfield (V-III RHEOMETER ULTRA) programmable rheometer, and the air cooling system of the tunnel has been evaluated. In order to develop the model mass and energy balances have been realized for the product and for the tunnel, and the transient heat transfer principles and approaches have been applied to cacao liquor for the tunnel operation conditions. The Microsoft Excel spreadsheet and the MATLAB programming language tools were used.

The lumped capacitance method was the model that fitted better according to the validation.

### **Key words:**

Cocoa liquor, pure cocoa paste, modeling, simulation, cooling tunnel.

## INTRODUCCIÓN

Uno de los aspectos más importantes de la tecnología, especialmente en los procesos industriales, es el modelamiento matemático de procesos y equipos. El propósito del modelamiento es permitir a los ingenieros elegir el método más apropiado del proceso para un producto dado, así como seleccionar las condiciones de operación apropiadas.

Para el modelamiento de procesos y equipos en ingeniería química es necesario al igual que en otras ciencias abstraerse de la complejidad del mundo real y sustituir una situación más o menos idealizada que involucre la creación de un modelo nuevo y simplificado cercano al mundo alrededor de nosotros y que sea susceptible de análisis (Levenspiel, 2002). De esta manera, el modelamiento se constituye en una abstracción del mundo que asume la certidumbre de algunas suposiciones y con base en ellas obtiene un resultado simplificado que representa en mayor o menor medida el fenómeno físico en cuestión.

Por otro lado, la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas de desarrollo de un proceso industrial. Se utiliza para el diseño, desarrollo, análisis y optimización de procesos que es una representación basada en los modelos de procesos químicos, físicos, biológicos y otros procesos técnicos y operaciones unitarias en software. Son requisitos para ello el conocimiento de las propiedades físicas y químicas y otras ecuaciones constitutivas que permitan el cálculo de un proceso en computadores. Los simuladores de procesos se han vuelto herramientas básicas en todo tipo de procesos, incluyendo los procesos de producción de alimentos.

A nivel mundial, dependiendo de la complejidad de los procesos relacionados con el diseño de plantas y equipos por lo general involucran la utilización de un simulador comercial o de un simulador específicos, especialmente en el mundo académico. Algunos de los simuladores comerciales conocidos son: ASPENPLUS®, Superpro Designer, ChemCAD®, ChemShare®, FLOWTRAN®, HYSYS® y Pro II®; además algunos libros texto para el diseño de procesos y productos normalmente incluyen tutoriales con el uso de la tecnología existente y ejercicios preparados para enseñar al estudiante el uso de los simuladores.

Tal como se puede apreciar, estos conceptos hoy en día, tienen una aplicación práctica en los procesos de transformación, los mismos que permiten entender de mejor manera las operaciones y los procesos utilizados en las industrias alimentarias, así como la transformación de la materia prima en productos de calidad.

En la tendencia que tiene la industria de procesos en general, el modelamiento y simulación son el paso necesario para el control de procesos y su automatización.

El trabajo de investigación que se propone “Modelamiento y simulación del enfriamiento en túnel del licor de cacao” corresponde a un equipo de proceso en la planta de producción de pasta pura de cacao y permitirá desarrollar un modelo matemático que represente el proceso físico del enfriamiento del licor de cacao en el túnel para la obtención de la pasta pura de cacao sólida, y la simulación con su correspondiente validación será una herramienta útil para optimizar el proceso y la calidad del producto que siendo producido en una institución de nivel universitario debe no solo ser un ejemplo de garantía sino de imitación por la industria alimentaria de la región y el país.

## I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

### 1.1. SITUACION PROBLEMÁTICA

El Centro de Producción de Ingeniería Química de la UNSAAC, empezó a funcionar mediante Resolución R-183-91, del 15 de marzo de 1991, en mérito a las experiencias logradas en forma positiva durante el mes de diciembre de 1990, por lo que la autoridad de entonces emitió dicha resolución creando el Centro de Producción “Planta Piloto de Chocolates”. Posteriormente este Centro de producción mediante Resolución AU-003-2003-UNSAAC, toma la denominación de Centro de Investigación y Producción “Planta de Procesamiento de Cacao”.

La planta de procesamiento de cacao tiene como objetivos:

- a. Contribuir, en la formación profesional de los estudiantes de la universidad, mediante las facilidades otorgadas, para la realización de prácticas Pre-Profesionales supervisadas.
- b. Apoyar, en tareas de Investigación científica, tecnológica y técnica de profesores y estudiantes.
- c. Procesar productos de cacao de calidad.

El año 2006, mediante Resolución N° R-1272-2006-UNSAAC, el Rector de la Universidad Nacional de San Antonio Abad del Cusco, aprobó la segunda convocatoria del Proceso de selección de Adjudicación Directa Pública N° 001-2006-UNSAAC: Reequipamiento del Centro de Investigación Planta Piloto de Chocolates.



Siendo la empresa De Lorenzo of América Corp. S.A de CV, la ganadora de la buena PRO; adquiriéndose los siguientes equipos:

1. Descascarilladora
2. Molino de cacao y refinadora
3. Molino de azúcar
4. Mezclador con calentamiento
5. Conchador
6. Dosificadora
7. Túnel de enfriamiento
8. Empacadora

En la recepción del equipamiento no se cumplían las especificaciones debido a que la empresa De Lorenzo subcontrato servicio de profesionales y empresas de la región.

En consecuencia, existe la necesidad desde un punto de vista de la operación industrial, conocer en detalle la performance de cada uno de estos equipos a efecto de mejorar su funcionamiento y el proceso en general, más aún cuando en ella se cumplen funciones de enseñanza y de investigación no solo en la Facultad de Ingeniería de Procesos sino aquellas afines dado el avance del conocimiento cada vez más interdisciplinario.

En la industria moderna de alimentos el modelamiento y la simulación son las herramientas que se utilizan con dicho propósito, además de visualizar el control y la automatización como actividades subsiguientes dentro de los procesos industriales.

## **1.2. FORMULACION DEL PROBLEMA**

Considerando las características del estudio y en el entendido que formular el problema significa plantear de manera clara, precisa y accesible la idea de

investigación es necesario considerar la clasificación de los modelos y que se pueda entender las diferencias entre los modelos dependiendo del objetivo que persiguen. Se puede tomar en cuenta el grado de resolución, la complejidad matemática y la agrupación en pares opuestos.

De las diferentes formas posibles de clasificación, la agrupación en pares opuestos es conveniente por la metodología que se utilizará en el presente estudio. Desde esta óptica se pueden considerar los siguientes pares:

- Lineal vs No lineal;
- Estado estable vs Estado no estable o estacionario;
- Parámetros agrupados vs Parámetros distribuidos;
- Variables continuas vs Variables discretas;
- Determinístico vs Estocástico;
- Interpolación vs Extrapolación;
- Mecanístico vs Empírico;
- Acoplados vs No acoplados.

Interesa para el presente estudio la representación de parámetros agrupados y distribuidos. En el primer caso se ignoran las variaciones espaciales y que las diferentes propiedades y el estado del sistema pueden considerarse homogéneos a través de todo el volumen. Por otro lado, la representación de parámetros distribuidos, por el contrario, toma en consideración las variaciones en el comportamiento de un punto a otro en todo el sistema. Se puede decir, que la primera representación es una simplificación de la segunda.

Una regla general o regla de oro es que, si la respuesta al proceso es “instantáneo” en todo el proceso, entonces la representación del proceso puede ser agrupado.

Como la representación agrupada es con frecuencia posible, se debe tener cuidado para evitar enmascarar las características sobresalientes de un elemento distribuido y subsecuentemente construir un modelo inadecuado al agrupar.

La pregunta de investigación que se puede formular como parte del planteamiento del problema es:

¿La simulación del modelo de enfriamiento de resistencia interna despreciable representa adecuadamente el proceso físico en el túnel?

### **1.3 JUSTIFICACION**

Con la finalidad de tener un control de las operaciones y procesos en las industrias alimentarias, se desarrollan modelos matemáticos que permiten reproducir el comportamiento de los procesos físicos y los fenómenos de transferencia, los que coadyuvan en la mejora constante de las operaciones de transformación y calidad de los alimentos, a través de la simulación y optimización de operaciones y procesos de transformación.

Los estudios de modelamiento son el inicio de la secuencia: simulación, optimización y automatización de procesos, que es la etapa final y el objetivo terminal de su aplicación en la industria.

El modelamiento y la simulación del proceso de enfriamiento del licor de cacao en túnel, permitirá conocer y mejorar las propiedades fisicoquímicas y reológicas, que tienen incidencia directa en la calidad de la pasta pura de cacao.

Asimismo debe indicarse que, el trabajo de investigación se realizó en la Planta Piloto de Chocolates de la Carrera Profesional de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de San Antonio Abad del Cusco, el cual es utilizado como módulo de enseñanza universitaria a nivel de pregrado y postgrado y, en consecuencia, como resultado de la investigación, pueden implementarse prácticas sobre el modelamiento y simulación en cada una de las operaciones y procesos de obtención de la pasta de cacao.

El modelamiento y simulación son herramientas valiosas, es más seguro y más barato realizar pruebas con un modelo usando simulaciones por computadora en lugar de llevar a cabo experimentos repetitivos y observaciones sobre el sistema físico real. En consecuencia, es muy útil en la optimización de procesos.

#### **1.4. OBJETIVOS:**

##### **Objetivo General**

Modelar y simular el enfriamiento en túnel del licor de cacao de la Planta Piloto de Chocolates de Ingeniería Química de la UNSAAC.

##### **Objetivos Específicos**

- Caracterizar reológicamente el licor de cacao.
- Desarrollar un modelo matemático del enfriamiento en túnel del licor de cacao.
- Simular el enfriamiento en túnel del licor de cacao.
- Validar el modelo del enfriamiento en túnel del licor de cacao.

## II MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL

### 2.1. BASES TEORICAS

Se considera en el presente ítem los fundamentos teóricos sobre el cacao y algunas propiedades, así como los principios que se aplican en el modelamiento y simulación de procesos en general que también son válidas para las unidades de proceso.

También se incluye en el presente capítulo las consideraciones del fenómeno de transferencia de calor en estado transitorio o inestable, para condiciones en que los gradientes de temperatura dentro del sólido son pequeños que se le denomina el método de la resistencia interna despreciable o método de la capacitancia concentrada, así como para el caso en que los gradientes dentro del medio ya no son insignificantes, esto es efectos espaciales. El primer caso está caracterizado por una variable independiente simple, el tiempo; mientras que en el segundo se introducen variables independientes adicionales, que pueden ser las coordenadas espaciales. La decisión de modelar el sistema como operaciones agrupadas (“lumped”) o distribuidas, que considera los efectos espaciales, es materia de evaluación para el investigador encargado del modelamiento.

#### 2.1.1. EL CACAO Y SUS VARIEDADES

El cacao es una planta nativa de América Tropical, con su centro de origen probablemente situado al noreste de Suramérica en los bosques ecuatoriales de la región amazónica (Gamarra et al., 2017). El nombre botánico del cacao es *Theobroma cacao* (dado por Carl Von Linné, más conocido como Lineo) y, pertenece a la familia

de las esterculiáceas, cuya característica principal es la de producir sus flores y frutos en el tallo y ramas (Gamarra et al., 2017) . La palabra Theobroma en griego significa "alimento de los dioses" y, se le asignó al chocolate por sus propiedades vigorizantes y por su sabor (Gamarra et al., 2017).

Se distinguen tres grupos domesticados: Criollo, Forastero y un Híbrido, Trinitario. Generalmente, los granos de cacao finos o con sabor ("fine o flavour) se producen a partir de las variedades Criollo o Trinitario, mientras que los granos de cacao a granel ("bulk") vienen de los árboles Forastero, pero existen excepciones (Smulders *et al.*, 2012).

### **Variedades de cacao en La Convención**

En La Convención el 80% de las plantaciones de cacao son de la variedad tradicional "Chuncho", también conocidos como variedad común o forastero, el 20% restante es de las variedades híbridas, donde el 18% es de las variedades UF y ICS-95, mientras que el 2% restantes es de CCN51 (MINAG, Y. P., 2003).

La instalación de huertos nuevos se realiza con los clones CCN51 y ICS-95 (MINAG, Y. P., 2003).

### **Variedades de cacao en el Perú**

Las variedades a nivel nacional incluyen sus descriptores de identidad o pasaporte, de la siguiente forma:

- Nombre varietal.- Corresponde al nombre original del clon, raza o ecotipo, que le da una institución, este nombre es generalmente un término alfa-numérico. Ejemplo, ics-1 (Imperial College Selection – 1) (Garcia 2010).

- Grupo genético/genealógico. - Se refiere al grupo genético o germoplásmico natural y/o artificial al que pertenece el cultivo de cacao (García 2010). Los nombres de los grupos genéticos naturales están de acuerdo a la clasificación propuesta por Lachenaud, en 1997 (García 2010), y son los siguientes:
  - Criollo.
  - Forastero del Alto Amazonas o Amazonas.
  - Forastero del Bajo Amazonas o Guayanas, y
  - Nacional.

Un quinto grupo genético (artificial), corresponde a los cultivares trinitario (García 2010).

### **Cristalización de la grasa en el chocolate**

Con el fin de comercializar un producto con el nombre de chocolate, la mayoría de la grasa que contenga debe ser manteca de cacao, esto es, compuesto de varios triacilglicérols (triglicéridos) cada uno de los cuales solidifica a diferente temperatura y a distinta velocidad (Beckett, 2002). Para hacerlo aún más complicado hay seis modos diferentes en los que los cristales individuales se pueden empacar (Beckett, 2002). Es difícil para el fabricante de chocolate que sólo una de esas seis formas conferirá al producto el chasquido en la ruptura que lo hace tan atractivo para el consumidor.

Cuando se mezclan dos o tres grasas, las propiedades de solidificación y de textura no son una media simple de sus componentes, ya que tiene lugar el fenómeno conocido como eutécticos de las grasas (Beckett, 2002). Esto implica que hay un límite

en la cantidad de tipos de grasa vegetales que pueden emplearse en el chocolate (Beckett, 2002).

Si se encuentra presente un tipo de grasa equivocada, o si el chocolate es viejo o no ha cristalizado de forma adecuada, aparece en la superficie un polvo blanquecino, conocido como eflorescencia grasa o "fat bloom" que está compuesto por cristales de grasa y no por mohos (Beckett, 2002). Se han desarrollado grasas especiales y emulgentes para retrasar su formación y hacer un chocolate con mayor capacidad para soportar las altas temperatura. Los chocolates que se dejan al sol desarrollan el bloom muy rápidamente (Beckett, 2002).

### **Estructura de la manteca de cacao**

Todas las grasas son mezclas de triglicéridos, es decir tienen tres ácidos grasos unidos a un esqueleto de glicerol. En la manteca de cacao hay tres ácidos grasos principales que suponen cerca de un 95% de los ácidos grasos presentes. Casi el 35% es ácido oleico (C18:1), sobre un 34% de ácido esteárico (C18:0) y aproximadamente un 26% de ácido palmítico (C16:0), debido a que es una grasa relativamente simple ya que tiene muy pocos componentes, por lo que funde rápidamente en un pequeño rango de temperatura, entre la temperatura ambiente y la temperatura de la boca (Beckett, 2002).

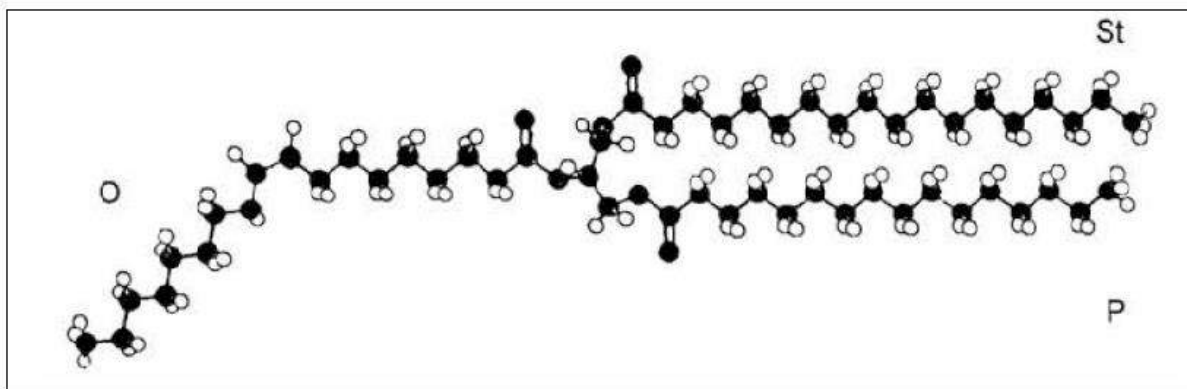
Estos ácidos están unidos al glicerol del modo que se presentan esquemáticamente en la figura 2.1. Ésta muestra al ácido, palmítico (P) en posición 1, al oleico (O) en posición 2 y al esteárico (St) en posición 3. A ésta se le conoce como una molécula POSt. Si se cambiasen las posiciones entre el ácido esteárico y el oleico la molécula se convertirá en la PStO, que es una molécula muy diferente pese a que los



constituyentes son los mismos. Los ácidos palmítico (P) y esteárico (St) son saturados, y el ácido oleico (O) es insaturado.

### Figura 2.1

*Estructura de los triglicéridos. Nominalmente es la molécula de POSt, en forma  $\beta$  con todos los zig-zag de carbono orientados de forma parecida y situados aproximadamente en el plano de la molécula.*

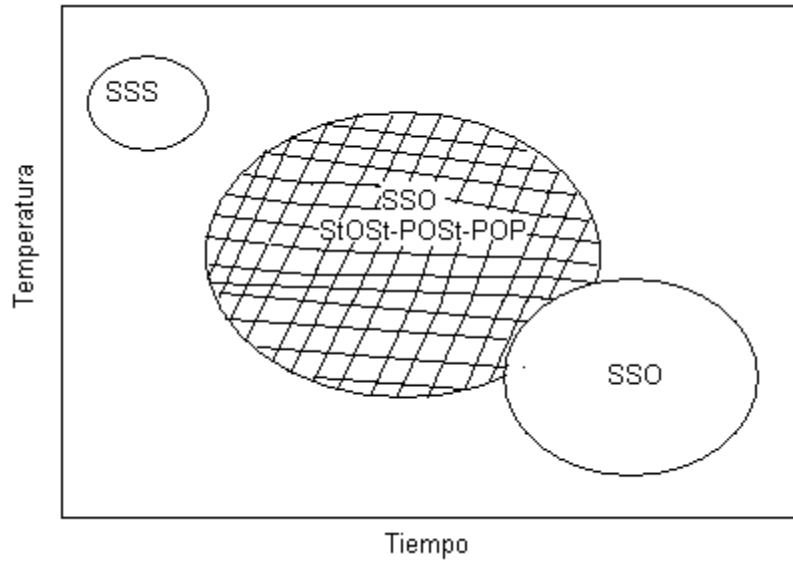


Fuente: Reproducido con el permiso de Loders Crokiaan, Citado por (Beckett, 2002)

Cuando se funde la manteca de cacao y luego se enfría, los tres tipos de triglicéridos de nuevo se comportan de forma diferente. Esto se refleja en la Figura 2.2. Los tipos SSS (triglicéridos de cadenas saturadas largas, en los que la grasa saturada es principalmente el palmítico o el esteárico) cristalizan primero. Esto hace que el chocolate se espese ya que hay menos grasa líquida presente, pero son los cristales de SOS (S, hace referencia a cualquier ácido graso saturado) que se forman posteriormente son los que determinan la textura del chocolate y su resistencia al "fat bloom" (Beckett, 2002).

## Figura 2.2

*Temperaturas y velocidades de cristalización para los diferentes grupos de triglicéridos*



Fuente: Talbot, 1999, Citado por (Beckett, 2002)

### Formas cristalinas

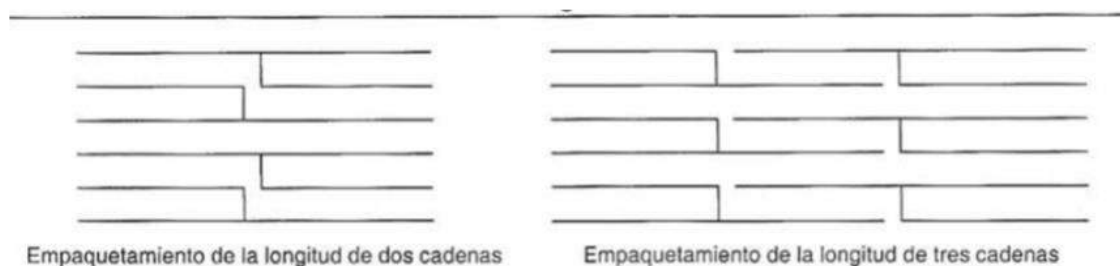
Las grasas también pueden cristalizar en varios modos diferentes, una propiedad que se conoce como polimorfismo (Beckett, 2002). Según la estructura se va volviendo más densa y con menor energía, se vuelve más estable y más difícil de fundir. (Beckett, 2002).

La razón de esto es que las diferentes moléculas de grasa, como la mostrada en la figura 2.1, pueden encajar entre sí de varios modos diferentes. Debido a su forma es de un modo parecido a si apilásemos sillas. Hay dos maneras de hacer esto, como se muestra en la Figura 2.3, que es un empaquetamiento de la longitud de dos cadenas

o bien de tres cadenas de longitud. Estas pequeñas pilas deben encajarse con otras pilas. El ángulo en el que encajan determina su estabilidad. Si las sillas se apilan verticalmente hacia arriba tienden a caerse, esto ocurre del mismo modo para las grasas en la que el empaquetamiento hacia arriba, conocido como  $\alpha$ , se forma a bajas temperaturas y se transforma rápidamente en una de las otras formas (véase Figura 2.4) (Beckett, 2002).

### Figura 2.3

*Configuración de los empaquetamientos de dos y tres cadenas de longitud*



Fuente: Beckett, 2002

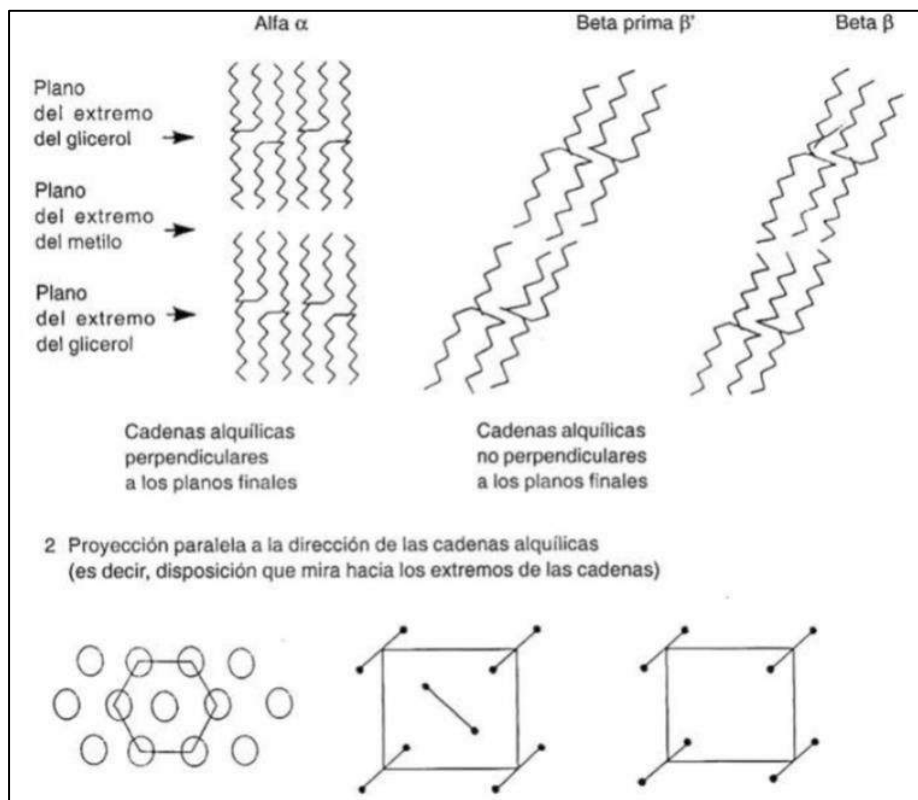
Ahora ya se rompe la analogía con las sillas. El ángulo de inclinación en el que los cristales se acoplan determina su estabilidad, mientras que, si se apilan las sillas con una inclinación, se caerán (Beckett, 2002). Algunas grasas sólo tienen una forma estable mientras que otras tienen tres,  $\alpha$ ,  $\beta$  y  $\beta'$ . Sin embargo, la manteca de cacao tiene seis. Se emplean dos nomenclaturas para describir estos polimorfismos. (Beckett, 2002).

La industria del chocolate las suele numerar del I al VI, tal como fueron descritos por Wille y Lutton en 1966 (Beckett, 2002). La industria de las grasas y aceites prefiere, en general, las letras griegas que definió Larsson el mismo año (Beckett, 2002). La forma I es muy inestable y funde alrededor de 17 °C, por lo que sólo está presente en las coberturas para helados. Las formas V ( $\beta_2$ ) y VI ( $\beta_1$ ) son las más estables y son

empaquetamientos de longitud de tres cadenas mientras que el resto de formas son de empaquetamiento de longitud de dos cadenas (Beckett, 2002).

**Figura 2.4**

*Empaquetamiento de los cristales de triglicéridos*



Fuente: Beckett, 2002

### Solidificación del chocolate

Cuando el licor de cacao sale de las máquinas de conchado entre 60 y 80 °C, y de moldeado, la mayoría de la grasa se encuentra en estado líquido. Con el fin de que esté lo suficientemente firme para su manipulación y envasado, la mayoría de la grasa debe solidificar en la forma cristalina concreta. Esto requiere la retirada de una gran cantidad de calor latente y de una cantidad relativamente pequeña de calor específico. El chocolate probablemente ya estará a una temperatura varios grados por debajo de

los 30°C y cuando se encuentren listos para envasar deben estar alrededor de la temperatura ambiente, una caída de menos de 10°C. El calor específico del chocolate es de unos 1.6 J/g·°C, de modo que deben retirarse unos 16 J de cada gramo de chocolate. Por otro lado, el calor latente es de 45 J/g, de modo que se eliminan 45 J por cada gramo, dando un total un poco mayor de 60 J para solidificar y enfriar esa cantidad de chocolate. Hay tres mecanismos por los que un cuerpo puede perder calor, estos son conducción, convección y radiación (Beckett, 2002).

En la conducción, el calor fluye directamente a través del material en contacto con el que está siendo enfriado. En este caso el chocolate solo está en contacto con el molde de plástico (o metal) o con la cinta. La transferencia de calor por radiación tiene lugar a una velocidad determinada por la cuarta potencia de la diferencia de temperaturas entre el objeto que se enfría y su entorno (Beckett, 2002).

El segundo método consiste en hacer circular aire frío sobre el producto. Parte del calor es liberado a este aire, el cual se aleja y se reenfria. Si el aire es enfriado a 0°C y se sopla sobre el producto a 240 m min<sup>-1</sup>, el calor puede transferirse a 630 W/m<sup>2</sup>, que es 5 veces más rápido que por radiación (Nelson, 1999).

Las temperaturas bajas pueden dar lugar a la aparición de dos problemas. En primer lugar, puede provocar que la grasa solidifique en una forma cristalina incorrecta. Esto causaría que el producto desarrollase una eflorescencia grasa ("fat Bloom") rápidamente y que el chocolate no se contrajese adecuadamente, por lo que se vuelve difícil de desmoldar. En segundo lugar, la humedad del aire podría condensar en las superficies frías y luego gotear sobre el chocolate (Beckett, 2002).

## **Control de las propiedades de fluencia del chocolate líquido**

Las propiedades de fluencia del chocolate líquido son importantes para el consumidor y para el fabricante de productos de confitería. Aunque hay muchísimos instrumentos muy sofisticados para medir la viscosidad y la textura, la boca del ser humano es en realidad mucho más sensible que la mayoría de estos instrumentos (Beckett, 2002).

Cuando uno come chocolate, los dientes muerden el chocolate sólido. Esto significa que la dureza del chocolate sólido es muy importante. La temperatura de la boca, a unos 37°C, es superior a la del punto de fusión de la grasa del chocolate, de modo que el chocolate funde rápidamente especialmente si es sometido a un mezclado intenso y a un cizallamiento por parte de los dientes y la lengua (Beckett, 2002). Una vez se ha fundido hay otros dos factores importantes. Uno es el tamaño de partícula máximo. Como se señaló anteriormente, si hay un número relativamente significativo de partículas mayores de 30 micras (0,03 mm) el chocolate producirá una sensación arenosa en la lengua. Además, una diferencia de 2-3 micras en el tamaño máximo de partículas, para valores inferiores a 30 micras, puede detectarse como diferentes niveles de suavidad (Beckett, 2002). Los chocolates con un tamaño máximo de partícula de 20 micras se han comercializado como que poseen la característica de tener una textura sedosa. El segundo factor es la viscosidad. No sólo afecta al modo en el que el chocolate recorre la boca, es decir a la textura, sino que también modifica el sabor. Esto es debido a que la boca contiene tres tipos distintos de receptores del sabor situados en diferentes localizaciones. Los tiempos que emplean las partículas sólidas del chocolate en alcanzar los diferentes receptores dependen de la viscosidad. Esto significa que dos chocolates fabricados con idénticos ingredientes, pero que han sido procesados para obtener diferentes viscosidades, tendrán sabores diferentes. El tamaño de las partículas afecta a la viscosidad, así como a la textura y un chocolate

con leche que ha sido refinado hasta un tamaño máximo de partícula de 20 micras tendrá una textura y un sabor más cremoso que uno de 30 micras. Para el fabricante, el control del peso de su producto es muy importante. El chocolate es un alimento relativamente caro, tanto en términos de ingredientes como de procesado (Beckett, 2002).

### **Reología y propiedades reológicas de alimentos fluidos**

La reología es la ciencia del flujo y la deformación. Cuando un material es sometido a una tensión, se deforma y la velocidad y naturaleza de la deformación que ocurre caracteriza sus propiedades reológicas. Algunos materiales exhiben comportamiento de fluido y sólido y se les denominan viscoelásticos. En general, flujo indica la existencia de un gradiente de velocidad dentro del material, y esta característica solo la exhiben los fluidos (Toledo, 2007).

Los alimentos que fluyen bajo gravedad y no retienen su forma se consideran alimentos fluidos. Algunos de estos alimentos, como helados, existen sólidos a una temperatura y como líquidos a otras temperaturas (Rao y Rizvi, 1986). El puré de tomate, alimentos para bebés y algunas sopas son suspensiones de materia sólida en medio fluido, algunos autores refieren estas como dispersiones y otros como suspensiones. Cuando se dispersan gotas de líquido, en lugar de partículas sólidas, en un medio fluido, se tienen emulsiones. Como ejemplos de alimentos que son emulsiones se pueden citar a la leche y la mezcla de helado.

Los alimentos exhiben el comportamiento de flujo que va desde un fluido newtoniano simple a un fluido no newtoniano dependiente del tiempo y viscoelástico.

En alimentos, la reología es útil para definir un conjunto de parámetros que pueden utilizarse para correlacionar con un atributo de calidad. Estos parámetros también se

pueden utilizar para predecir cómo se comportará un fluido en un proceso y para determinar los requerimientos de energía para transportar el fluido de un punto a otro en una planta de procesamiento (Toledo, 2007).

Las propiedades de flujo de alimentos se determinan por varios propósitos, tal como el control de calidad, entender la estructura, aplicaciones de ingeniería de proceso, y correlación con la evaluación sensorial. La correlación con la evaluación sensorial es un área única de la reología de alimentos. En Particular, los reólogos de alimentos han hecho contribuciones especiales al estudio de la sensación en la boca y su relación con los parámetros reológicos básicos.

Los fluidos no newtonianos son aquellos que no tienen una viscosidad definida y constante que varían con la temperatura y la tensión cortante que se les aplica, pueden ser dependientes e independientes del tiempo y viscoelásticos, pueden tener viscosidad aparente que aumenta con la velocidad de corte (dilatantes) o que disminuye con ella (pseudoplásticos). Un buen número de líquidos que son alimentos son pseudoplásticos o líquidos de ley de potencia, y se representan por:

$$\tau = k \left( -\frac{du}{dr} \right)^n$$

Donde,  $\tau$  es la tensión cortante,  $\frac{du}{dr}$  la velocidad de corte,  $k$  el índice de consistencia, y  $n$  el índice de comportamiento de flujo.

### **2.1.2. PROCESAMIENTO DE LA PASTA PURA DE CACAO**

La transformación de la almendra de cacao en productos, tales como licor de cacao y/o chocolate son procesos largos, pero relativamente poco complejos, que comprende las etapas que descritas resumidamente a continuación y representadas



en el lenguaje de ingeniería de procesos en el diagrama de flujo de proceso que presenta muestra el proceso de fabricación de pasta pura de cacao.

Recepción y almacenamiento. - Cada año la Planta de Chocolates de Ingeniería Química realiza las denominadas campañas de producción de pasta pura de cacao, adquiriendo para ello entre 300 a 400 quintales de grano de cacao, provenientes de los valles de Quillabamba, los cuales previo un análisis de control de calidad concernientes, al % de humedad, grado de madurez y presencia de microorganismos, son recepcionados y almacenados sobre parihuelas en el ambiente destinado para su almacenamiento.

Limpieza. - Como muchas de las habas son desecadas en el suelo, a menudo contienen arena, piedras, metales, trozos de plantas, etc (Beckett, 2002). Estos materiales deben eliminarse por dos razones (Beckett, 2002). En primer lugar, muchas de estas impurezas son muy duras y podrían dañar las maquinarias utilizadas en posteriores operaciones (Beckett, 2002). En segundo lugar, los contaminantes de naturaleza orgánica, sufrirían una combustión durante los procesos de tostado y liberarían gases que podrían alterar el sabor del chocolate (Beckett, 2002).

Clasificación. - Operación que permite clasificar los granos de cacao por tamaños: grande, mediano y pequeño, los que se toman en cuenta en la etapa del tostado, considerando el tiempo como parámetro de suma importancia.

Tostado. - la finalidad de este paso es la de modificar los precursores del sabor, para dar los productos químicos que realmente le dan el sabor a la pasta pura de cacao (Beckett, 2002). Además, las altas temperaturas junto con la humedad residual de las habas, destruirán cualquier microorganismo contaminante, como Salmonella, que

pueden estar presentes en las habas procedentes de la etapa de desecado en el suelo. (Beckett, 2002).

Habitualmente las habas sin tostar tienen un sabor muy astringente y amargo. La elevada temperatura y el secado que tienen lugar durante el tostado eliminan muchos de los ácidos volátiles, especialmente el ácido etanoico y hacen que los granos o habas tengan un sabor menos ácido. Los ácidos menos volátiles, como el etanodioico (oxálico) y láctico permanecen básicamente sin cambios durante el proceso de tostado. Otra de las reacciones que se da en el tostado es la Reacción de Maillard, también denominada pardeamiento no enzimático, reacción importante para la calidad de los alimentos en toda la industria alimentaria y da a los productos su color y sabor ("flavor") cuando se hornean, asan o tuestan (Beckett, 2002). En esta reacción extremadamente complicada participan muchos componentes de bajo peso molecular con cientos de reacciones y productos intermedios diferentes. Estos intermediarios pueden o no tener un sabor en sí mismos. Algunos actúan como catalizadores para otras reacciones, mientras que otros pueden detener el desarrollo de unas series concretas de reacciones (Beckett, 2002).

Descascarillado. - El descascarillado o aventado es el proceso por el cual se separa la cáscara y parte del germen del resto del haba. Como la denominación de aventado sugiere, se basa en los principios empleados para separar el grano de paja empleados en la recolección de cereales (Beckett, 2002).

Es deseable mantener a los cotiledones centrales (grano) en trozos lo más grande posibles de manera que se pueda separar con mayor facilidad de la cáscara. Los trozos pequeños que permanezcan con la cáscara serán descartados con ella, así que económicamente resulta muy importante realizar el descascarillado de modo correcto

(Beckett, 2002). La cáscara se compone principalmente de material fibroso y normalmente tiene la forma de una placa plana. Por otro lado, el grano normalmente es mucho más esférico y como más de la mitad es grasa, es mucho más denso (Beckett, 2002).

Refinado. - Operación en la cual se lleva a cabo la molienda primaria y la molienda fina, cumpliendo dos objetivos. El primero es hacer que las partículas de cacao sean lo suficientemente pequeñas, como para fabricar chocolate (Beckett, 2002). La segunda razón, de mayor importancia, es la de extraer la mayor cantidad posible de grasa del interior de las células del cotiledón (Beckett, 2002). La grasa es necesaria para facilitar el flujo del chocolate, tanto en la fabricación de dulces como cuando funde en la boca. La grasa es además el ingrediente principal más caro del chocolate, de manera que desde el punto de vista económico es necesario realizar el mayor uso de toda la grasa presente (Beckett, 2002). La grasa está localizada en unas células de un tamaño medio entre 20 y 30 micras ( $\mu\text{m}$ ) de longitud y de entre 5 a 10 micras de ancho/profundo (Beckett, 2002).

La finalidad de la molturación es la de obtener la grasa del interior de las células, de manera que pueda recubrir las partículas sólidas de naturaleza no grasa en el chocolate. Por lo tanto, como la molturación reduce el tamaño de las células (menos de 30 micras), la pasta de cacao producidas se vuelve más fluida, hay más grasa alrededor (Beckett, 2002).

Conchado. - Es una operación importante por cuanto en esta etapa continúa cambiando el sabor del chocolate y también el modo en el que funde en la boca, así como también se determina la viscosidad final del chocolate líquido antes que se utilice para fabricar el producto final (Beckett, 2002).

De hecho, el proceso de conchado son dos procesos distintos que tienen lugar dentro de la misma máquina. El primero es el desarrollo del sabor. Los procesos de fermentación y tostado producen los componentes del sabor necesarios para conferir al chocolate su agradable sabor, pero también dan algunos compuestos no deseables de sabor astringente/ácido que es necesario eliminar. Además, algunos chocolates necesitan un desarrollo posterior del sabor, por ejemplo, en algunos casos es deseable realzar un sabor a cocido. El segundo es el de convertir el chocolate de un polvo laminado o una pasta espesa y seca en un líquido que fluya libremente y que pueda emplearse para fabricar los productos finales (Beckett, 2002).

Otros autores han señalado una gran reducción de la cantidad de fenoles durante las primeras horas del conchado. Sin embargo, no se sabe que efecto, si es que tienen alguno; presentan estos compuestos en el sabor del chocolate (Beckett, 2002). El análisis del espacio de cabeza del aire sobre la concha ha mostrado que la cantidad de volátiles desciende en un 80% durante las primeras pocas horas del conchado (Beckett, 2002). El sabor del chocolate depende de la combinación de tiempo y temperatura empleados, en general una temperatura más alta implica un tiempo de procesado menor (Beckett, 2002).

Moldeado. - El cual se realiza haciendo uso de moldes metálicos, a los cuales se vierte el licor de cacao en función a las presentaciones de 100 g, 250 g, 400 g y 500 g pesos controlados mediante una balanza analítica. El moldeado tiene como objeto evitar la formación de burbujas en las tabletas, cuando un conducto libera una cantidad de chocolate en el molde, éste comienza a expandirse mediante los golpes que se le aplica al molde. Debido a que el chocolate es un fluido cuya viscosidad varía con la temperatura (Machay, 2015).

Enfriamiento en túnel. - Muchos de los túneles de enfriamiento son tan sólo largos túneles, con ventiladores y sistemas de refrigeración colocados a intervalos, de modo que pueden dividirse en zonas de diferentes temperaturas (Beckett, 2002). Dentro del túnel, el licor de cacao inicialmente líquido a la temperatura de 60 a 80°C, se enfría hasta la temperatura de solidificación y posteriormente se enfría hasta la temperatura del medio ambiente de 15 a 17°C, existiendo por lo tanto pérdidas de calor como consecuencia del enfriamiento del licor de cacao. Los calores puestos en juego son inicialmente calor sensible, luego calor de solidificación y finalmente calor sensible. Dentro de las ventajas de este equipo es que se reduce el tiempo de enfriamiento de las pastas de cacao, se evita la eflorescencia grasa, se obtiene una mejor textura, se acentúa de mejor manera el color y finalmente se obtiene una mejor apariencia.

El tiempo que lleva que un producto solidifique depende no solo de la cantidad de cristales ya presentes en la pasta, sino también de su tipo y cantidad (Beckett, 2002).

Desmoldado y etiquetado. - Las pastas provenientes del túnel de enfriamiento, son desmoldados, acondicionados, embolsados y etiquetados. Después del enfriamiento se considera un tiempo de reposo para que la pasta de cacao alcance el estado en el cual, sus propiedades físicas se mantengan estables.

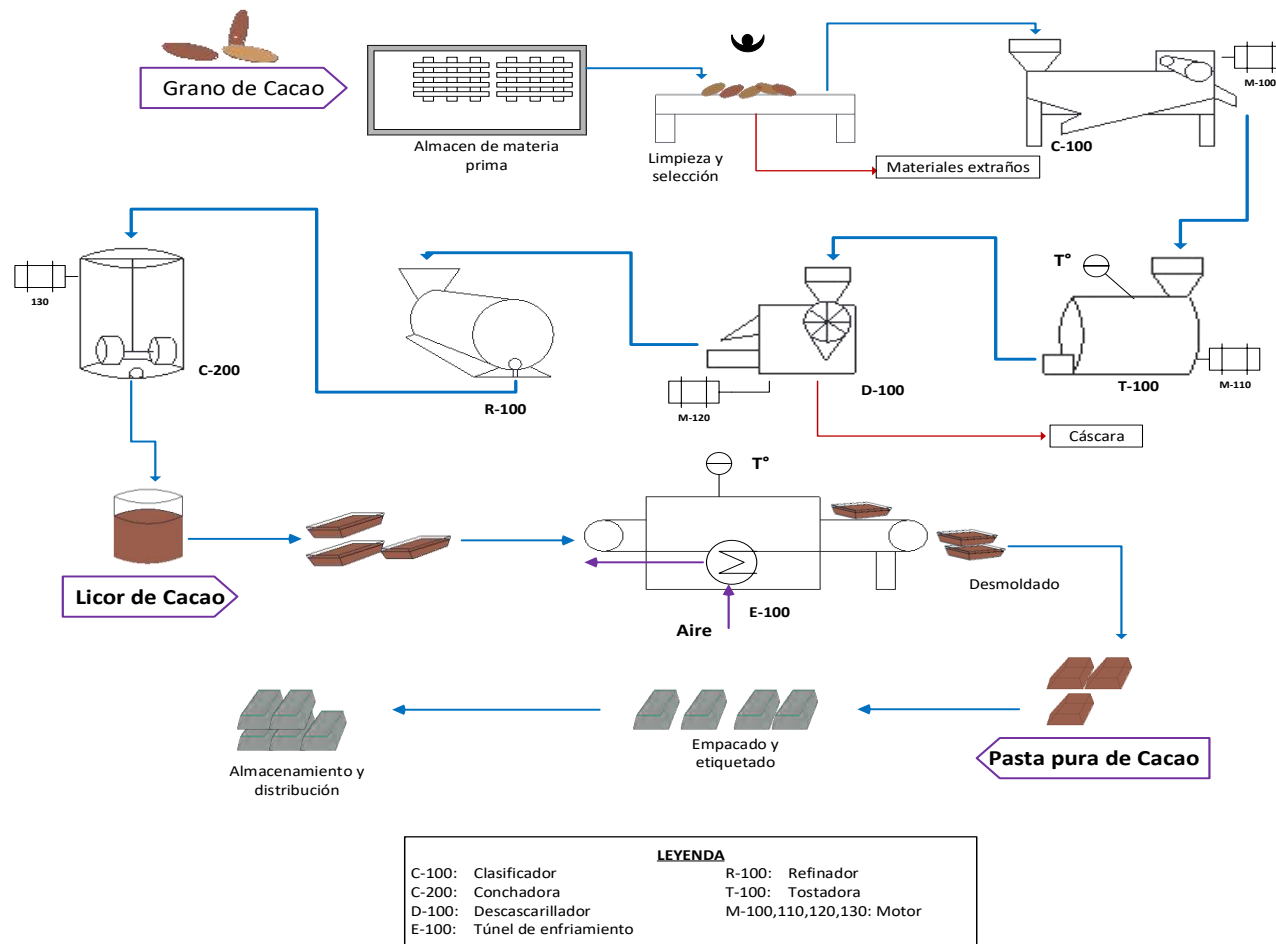
Almacenamiento. - Las pastas etiquetadas son almacenadas cuidadosamente en el ambiente destinado para ello, considerando la temperatura así como características especiales del almacén libre de malos olores.

La Figura 2.5, muestra el diagrama de flujo de proceso de la Planta de Chocolates de la Escuela Profesional de Ingeniería Química que actualmente se utiliza para la producción de pasta pura de cacao. Se debe señalar que dicha planta ha tenido mejoras en el tiempo de su funcionamiento como resultado del cambio de tecnología

y el cumplimiento de normas, el túnel de enfriamiento es el resultado de la modernización de dicha planta.

**Figura 2.5**

*Diagrama de flujo del proceso de elaboración de pasta pura de cacao*



### 2.1.3. TÚNEL DE ENFRIAMIENTO

El túnel de enfriamiento es el equipo objeto de estudio en el procesamiento de pasta pura de cacao en el presente estudio.

Muchos de los túneles de enfriamiento son tan sólo largos túneles, con ventiladores y sistemas de refrigeración colocados a intervalos, de modo que pueden dividirse en zonas de diferentes temperaturas (Beckett, 2002).

El enfriamiento inicial, en concreto para productos bañados, es bastante suave. A continuación, va a la parte más fría, que corresponde con la posición en la que se libera la mayor parte del calor latente. Normalmente está alrededor de los 13°C, pero es posible emplear temperaturas más bajas a condición de que el aire se mueva lo suficientemente rápido como para prevenir cualquier condensación. Luego se sube ligeramente la temperatura antes que el producto entre en la sala de envasado (Beckett, 2002).

El tiempo que lleva que un producto solidifique depende no sólo de la cantidad de cristales ya presentes en el chocolate, sino también de su tipo y cantidad (Beckett, 2002).

### 2.1.4. BALANCES DE MASA Y ENERGIA EN SISTEMAS DE FLUJO

Para realizar el balance de masa y energía en el túnel se utilizan como referencia las ecuaciones matemáticas de Smith *et al.*, 2018, que a continuación se describen:

BALANCE DE MASA:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Velocidad de acumulación de masa} \\ \text{dentro del volumen de control} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{Flujo másico neto de las} \\ \text{corrientes de flujo} \end{array} \right) = 0$$

$$\frac{dm_{cv}}{dt} + \Delta(\rho u A)_{cf} = 0$$



$$\frac{dm_{cv}}{dt} = 0 \text{ (no hay acumulación de masa dentro del volumen de control)}$$

Por lo tanto:

$$\Delta(\rho u A)_{cf} = 0; \quad \Delta(\dot{m})_{cf} = 0$$

BALANCE DE ENERGIA:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Velocidad de acumulación} \\ \text{de energía dentro del} \\ \text{volumen de control} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{Velocidad neta de transporte} \\ \text{de energía por las corrientes} \\ \text{de flujo} \end{array} \right) = \dot{Q} + \dot{W}$$

$$\frac{d(mU)_{vc}}{dt} + \Delta \left[ \left( H + \frac{1}{2}u^2 + gz \right) \dot{m} \right] = \dot{Q} + \dot{W}$$

$\Delta E_K = 0$ ;  $\Delta E_P = 0$  y  $\dot{W} = 0$  (no hay trabajo de eje)

$$\frac{d(mU)_{vc}}{dt} + \Delta(H\dot{m})_{fs} = \dot{Q}$$

De igual forma:

$$\frac{d(mU)_{vc}}{dt} = 0 \text{ (No hay acumulación dentro del volumen de control)}$$

Luego, la anterior ecuación se simplifica a:

$$\Delta(H\dot{m})_{fs} = \dot{Q}$$

## **2.1.5. REFRIGERACIÓN Y SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR COMPRESIÓN DE VAPOR**

La palabra refrigeración implica el mantener una temperatura más baja que la de los alrededores. Lo anterior requiere de la absorción continua de calor a un nivel de temperatura baja, que por lo general se realiza mediante la evaporación de un líquido en un proceso de flujo en estado estacionario (Smith *et al.*, 2018). Se pueden utilizar sistemas de enfriamiento para acelerar el proceso de solidificar la manteca de cacao, basta con temperaturas de 10°C a 14° C por 20 minutos, luego de los cuales se desmolda fácilmente por medio de un golpe (Fonseca, 2008).

En la industria básicamente se utilizan dos tipos de sistemas de refrigeración: sistemas de refrigeración por compresión de vapor que son los más utilizados y los sistemas de refrigeración por absorción.

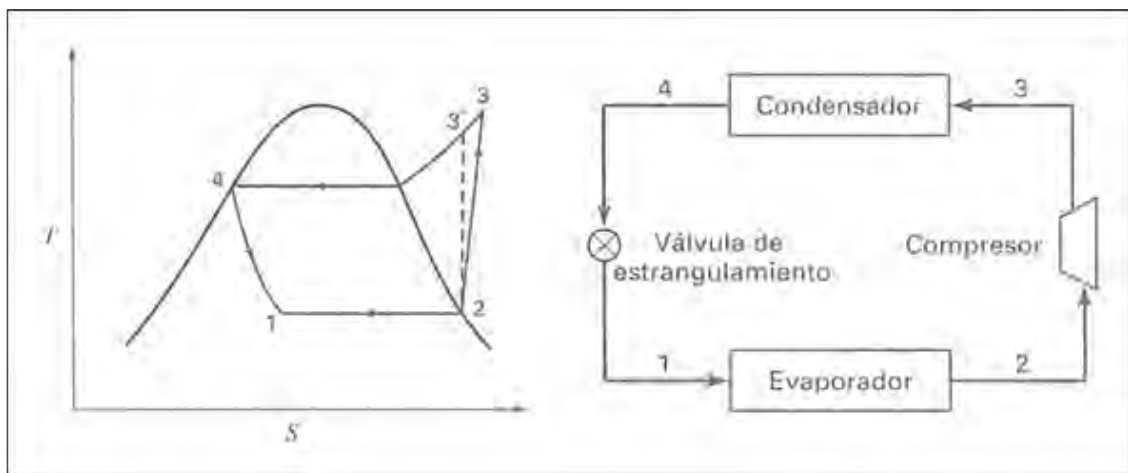
### **Ciclo de compresión de vapor**

El ciclo de refrigeración por compresión de vapor se representa en la Figura 2.6. En un diagrama Temperatura–Entropía (TS) se exhiben las cuatro etapas del proceso. Un líquido que se evapora a presión constante (línea 1 → 2) proporciona un medio para la absorción de calor a una temperatura baja constante. El vapor producido se comprime a una presión mayor, y en seguida se enfría y condensa con el desprendimiento de calor a un nivel de temperatura más elevado. El líquido del condensador regresa a su presión original por un proceso de expansión. En principio, es posible llevar a cabo este proceso en un expansor a partir del cual se obtiene trabajo, pero por razones prácticas se acostumbra realizarlo por estrangulamiento a través de una válvula parcialmente abierta. La caída de presión en este proceso irreversible es el resultado de la fricción del fluido en la válvula

En la Figura 2.6. la línea 4→1 representa este proceso de estrangulamiento. La línea discontinua 2→ 3' es la trayectoria de compresión isentrópica. La línea 2 → 3, que representa el proceso de compresión real, se inclina en dirección del incremento de entropía, que refleja las irreversibilidades inherentes (Smith *et al.*, 2018).

**Figura 2.6**

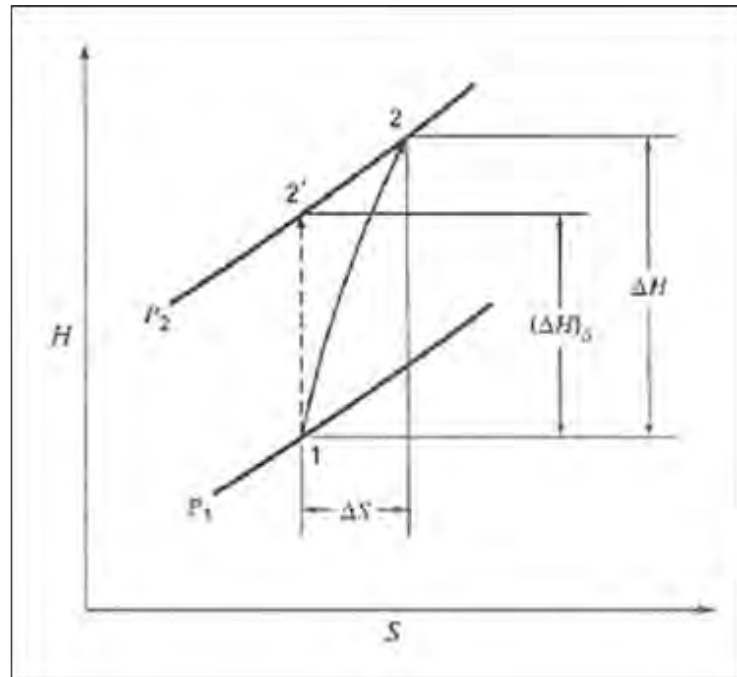
*Ciclo de refrigeración por compresión de vapor*



Fuente: Smith *et al.*, 2018.

**Figura 2.7**

*Proceso de compresión adiabática*

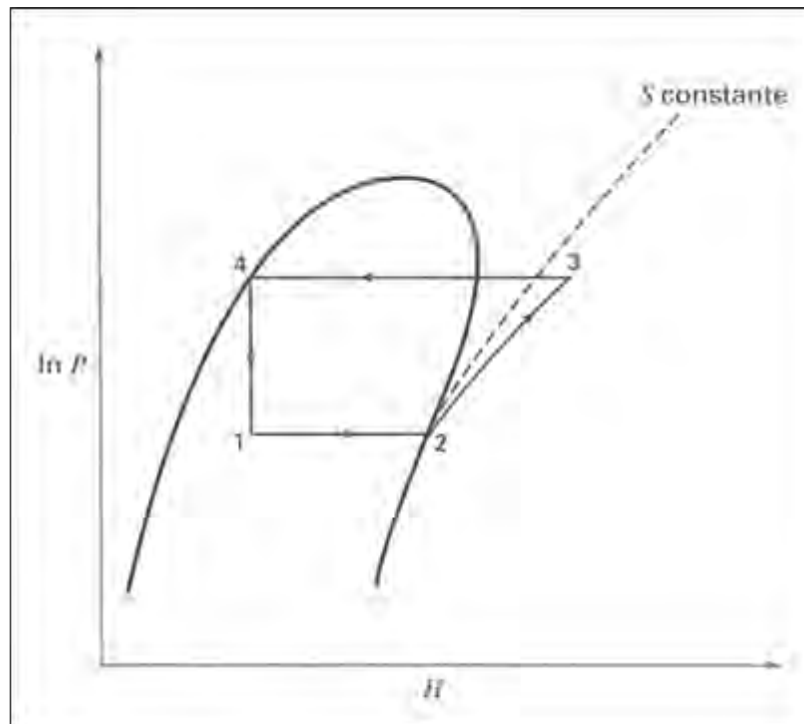


Fuente: Smith *et al.*, 2018.

El ciclo de compresión de vapor de la Fig. 2.6, se exhibe en un diagrama Presión – Entalpia ( $PH$ ) en la Figura 2.8. Estos diagramas son más comunes en la descripción de procesos de refrigeración que los diagramas Temperatura – Entropía ( $TS$ ), ya que muestran de manera directa las entalpías requeridas. A pesar de que los procesos de condensación y evaporación se representan mediante trayectorias de presión constante, existen pequeñas caídas de presión debido a la fricción del fluido (Smith *et al.*, 2018).

**Figura 2.8**

*Ciclo de refrigeración por compresión de vapor en un diagrama PH*



Fuente: Smith *et al.*, 2018.

### **Análisis termodinámico del sistema de refrigeración**

**Carga de refrigeración.** - La carga de enfriamiento es la velocidad de retirada de calor desde un recinto (o un objeto) para bajar su temperatura hasta un valor deseado (Singh y Heldman, 2009).

Una unidad de carga de enfriamiento todavía utilizada en la práctica comercial es la tonelada de refrigeración. En los Estados Unidos de Norteamérica una tonelada de refrigeración es la absorción de calor a razón de 12000 Btu/h o 12660.67 kJ/h. Este valor aproximadamente corresponde a la velocidad de remoción de calor requerida para congelar 1 ton de agua, inicialmente a 32°F, por día. (Smith *et al.*, 2018).

**Compresión.** - El trabajo suministrado al refrigerante durante la compresión isentrópica puede calcularse a partir del incremento de entalpía y el caudal del refrigerante (Singh y Heldman, 2009).

$$Q_w = \dot{m}(H_3 - H_2) \quad (\text{Singh y Heldman, 2009}).$$

Donde,  $\dot{m}$ , es el flujo másico expresado en kg/s,  $H_3$  la entalpía del refrigerante a la salida del compresor (kJ/kg),  $H_2$  la entalpía del refrigerante al principio de la compresión (kJ/kg) y,  $Q_w$  es la potencia suministrada al refrigerante en el compresor (kW) (Singh y Heldman, 2009).

**Condensador.** - En el condensador el refrigerante es enfriado a presión constante. El calor devuelto al ambiente puede expresarse como:

$$Q_c = \dot{m}(H_3 - H_1) \quad (\text{Singh y Heldman, 2009}).$$

Donde,  $Q_c$  es el flujo de calor intercambiado en el condensador (kW) y  $H_1$  la entalpía del refrigerante a la salida del condensador (kJ/kg).

**Evaporación.** - En el evaporador el refrigerante se evapora absorbiendo calor de los alrededores a presión constante. La diferencia entre la entalpía del refrigerante a la salida del evaporador se denomina “efecto refrigerante” (Singh y Heldman, 2009). El flujo de calor ganado por el refrigerante mientras es evaporado en el evaporador viene dado por la ecuación.

$$Q_c = \dot{m}(H_2 - H_1) \quad (\text{Singh y Heldman, 2009}).$$

Donde,  $Q_c$  es el flujo de calor intercambiado en el evaporador (kW) y  $(H_2 - H_1)$  es el efecto refrigerante.

**Coefficiente de Performance (COP).** - El objetivo de un sistema de refrigeración mecánica es transferir calor desde un ambiente a baja temperatura hacia otro a temperatura mayor (Singh y Heldman, 2009).

El coeficiente de (COP) se define como el cociente entre el calor retirado por el refrigerante en el evaporador y el equivalente calorífico de la energía suministrada al compresor (Singh y Heldman, 2009).

$$C.O.P. = \frac{H_2 - H_1}{H_3 - H_2} \quad (\text{Singh y Heldman, 2009}).$$

**Flujo másico de refrigerante.** - El caudal del refrigerante necesario depende de la carga total de enfriamiento exigida al sistema y del efecto refrigerante (Singh y Heldman, 2009). La carga total de enfriamiento se calcula a partir del calor que debe retirarse del espacio u objeto a refrigerar (Singh y Heldman, 2009). Se muestra a continuación la expresión que se utiliza para determinar el caudal del refrigerante necesario:

$$\dot{m} = \frac{Q}{H_2 - H_1} \quad (\text{Singh y Heldman, 2009}).$$

Donde  $\dot{m}$  es el caudal de refrigerante (kg/s) y  $Q$  la carga total de enfriamiento (kW) (Singh y Heldman, 2009).

### 2.1.6. CONDUCCIÓN EN ESTADO TRANSITORIO

Se conoce que muchos problemas de transferencia dependen del tiempo. Este tipo de problemas no estables o transitorios normalmente surgen cuando cambian las condiciones de frontera de un sistema. Por ejemplo, si se altera la temperatura superficial de un sistema, la temperatura en cada punto del sistema también

comenzará a cambiar y continuarán hasta que se alcance una distribución de temperatura de estado estable (Incropera *et al.*, 2011).

La transferencia de calor en estado no estacionario, es importante debido al gran número de problemas de calentamiento y enfriamiento que existen en la industria. En los procesos metalúrgicos es necesario predecir las velocidades de enfriamiento y calentamiento de metales de diversos tipos de geometrías, con el objeto de estimar el tiempo requerido para alcanzar ciertas temperaturas. En el procesamiento de alimentos como en la industria de las conservas, los alimentos perecederos enlatados se calientan por inmersión en baños de vapor o se enfrían sumergiéndolos en agua fría. En la industria del papel los troncos de madera se sumergen en baños de vapor antes de procesarlos. En la mayoría de estos sistemas, el material se sumerge repentinamente en un fluido que está a una temperatura más alta o más baja (Geankoplis, 2003).

### **Método de la resistencia interna despreciable**

La esencia del método de resistencia interna despreciable es la suposición de que la temperatura del sólido es espacialmente uniforme en cualquier instante durante el proceso transitorio (Incropera *et al.*, 2011). Esta suposición implica que los gradientes de temperatura dentro del sólido son insignificantes (Incropera *et al.*, 2011). Al no tomar en cuenta los gradientes de temperatura dentro del sólido, ya no es posible considerar el problema dentro del marco de la difusión de calor (Incropera *et al.*, 2011).

En su lugar, la respuesta de temperatura transitoria se determina mediante un balance global de energía en el sólido, que para el presente estudio es la pasta pura de cacao, considerada como volumen de control (Incropera *et al.*, 2011). Este balance debe



relacionar la velocidad de pérdida de calor en la superficie con la rapidez de cambio de la energía interna (Incropera *et al.*, 2011).

El balance de energía en la pasta pura de cacao es:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Velocidad de acumulación} \\ \text{de energía dentro del} \\ \text{volumen de control} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{Velocidad neta de transporte} \\ \text{de energía por las corrientes} \\ \text{de flujo} \end{array} \right) = \dot{Q} + \dot{W}$$

$$\frac{d(mU)_{vc}}{dt} + \Delta \left[ \left( H + \frac{1}{2}u^2 + gz \right) \dot{m} \right] = \dot{Q} + \dot{W} \quad (\text{Smith } et al., 2018)$$

Con frecuencia, los cambios en las energías cinética y potencial en las corrientes de flujo también son despreciables, y cuando no hay trabajo de eje, la anterior ecuación se simplifica a:

$$\frac{d(mU)_{vc}}{dt} + \Delta(H\dot{m})_{fs} = \dot{Q}$$

El segundo término de la ecuación, se omite en ausencia de corrientes de flujo, por lo tanto:

$$\frac{d(mU)_{vc}}{dt} = \dot{Q} = \frac{d}{dt}(\rho VC_p T)$$

Por lo tanto, el balance de energía global se reduce a:

$$-\dot{E}_{sale} = \dot{E}_{alm}$$

Dónde:

$$\dot{E}_{alm} = \frac{d(mU)}{dt} = \frac{d}{dt}(\rho V C_p)$$

$$\dot{Q} = \dot{Q}_{conv} + \dot{Q}_{cond} + \dot{Q}_{rad} ; \text{ como } \dot{Q}_{cond} = 0 \text{ y } \dot{Q}_{rad} = 0$$

$$\dot{E}_{sale} = \dot{Q}_{conv} = q(t) = hAdT$$

Por consiguiente:

$$hA(T_\infty - T)dt = C_p \rho V dT$$

$$\frac{T - T_\infty}{T_0 - T_\infty} = \exp\left(-\frac{hA}{c_p \rho V} t\right)$$

$$T = (T_0 - T_\infty) \exp\left(-\frac{hA}{c_p \rho V} t\right) + T_\infty$$

Asimismo, la cantidad total de calor transferido:

$$q(t) = hA(T - T_\infty)$$

$q(t)$  = Velocidad instantánea de transferencia de calor en W.

$$Q = \int_{t=0}^{t=t} q(t) dt = \int_{t=0}^{t=t} hA(T_0 - T) * e^{-\left(\frac{hA}{c_p \rho V}\right)t} dt$$

$$Q = C_p \rho V (T_0 - T_\infty) \left[ 1 - e^{-\left(\frac{hA}{c_p \rho V}\right)t} \right]$$

### Efectos espaciales para placas

En las situaciones que el método de la resistencia interna despreciable no es apropiado se deben usar métodos alternativos que consideren gradientes de

temperatura dentro del sólido. Los problemas de conducción transitoria se describen mediante la ecuación de calor, que para coordenadas rectangulares es:

$$\frac{\partial}{\partial x} \left( k \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( k \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( k \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \dot{q} = \rho c_p \frac{\partial T}{\partial t}$$

Con una coordenada espacial, sin generación de energía interna, y conductividad térmica constante:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t}$$

Para resolver la distribución de temperaturas  $T(x, t)$ , es necesario una condición inicial y dos condiciones de frontera.

Condición inicial:  $T(x, 0) = T_i$

Condiciones de frontera:  $\left. \frac{\partial T}{\partial x} \right| = 0$ , en  $x = 0$ , y

$$-k \left. \frac{\partial T}{\partial x} \right| = h[T(L, t) - T_\infty], \quad \text{en } x = L$$

Para una pared plana con convección la solución exacta es:

$$\theta^* = \sum_{n=1}^{\infty} C_n \exp(-\xi_n^2 Fo) \cos(\xi x^*)$$

Dónde:

$$Fo = \alpha t / L^2$$

$$C_n = \frac{4 \operatorname{sen} \xi_n}{2 \xi_n + \operatorname{sen}(2 \xi_n)}$$

$$\xi_n \tan \xi_n = Bi$$

Se puede demostrar que para valores de  $Fo > 0.2$ , la solución en serie infinita se aproxima con el primer término de la serie (Incropera *et al.*, 2011), convirtiéndose en:

$$\theta^* = C_1 \exp(-\xi^2 Fo) \cos(\xi x^*)$$

$$\theta^* = \theta_0^* \cos(\xi X^*)$$

Dónde:

$$\theta^* = \frac{\theta}{\theta_i} = \frac{T - T_\infty}{T_i - T_\infty}; \quad \theta_0^* = \frac{T_o - T_\infty}{T_i - T_\infty}$$

Representa la temperatura del plano medio ( $X^* = 0$ )

$$\theta_0^* = C_1 \exp(-\xi_1^2 Fo)$$

## 2.2. MARCO CONCEPTUAL

Esta sección del estudio incluye los principales aspectos conceptuales del modelamiento y la simulación de procesos en general y de unidades de procesos en particular direccionadas a dar la base para el entendimiento del fenómeno y el cumplimiento de los objetivos propuestos en el estudio.

El modelamiento y simulación de procesos y unidades de proceso ha sido siempre una actividad importante en ciencia e ingeniería. La formulación de preguntas cualitativas acerca de fenómenos observados como problemas matemáticos fue la motivación y una parte integral del desarrollo de las matemáticas desde sus inicios (Rasmuson *et al.*, 2014).

### **2.2.1. MODELAMIENTO**

Un modelo es la representación de un sistema físico mediante ecuaciones matemáticas. Se puede decir, que los modelos son aproximaciones a los procesos reales. Se puede decir también, que un modelo es la simplificación de la realidad usado para predecir el comportamiento de un sistema, una forma de transformar un modelo físico en un modelo matemático.

Un modelo matemático se define como una descripción, desde el punto de vista matemático de un hecho o fenómeno del mundo real, desde el tamaño de la población hasta fenómenos físicos. El objetivo del modelo matemático es entender ampliamente el fenómeno y tal vez predecir su comportamiento en el futuro.

Es importante tener una visión y la habilidad para la formulación, construcción, simplificación, evaluación/interpretación sobre el uso de modelos matemáticos en la ingeniería química, que es la disciplina del conocimiento que enlaza los principios de las ciencias básicas, la ingeniería y la práctica industrial.

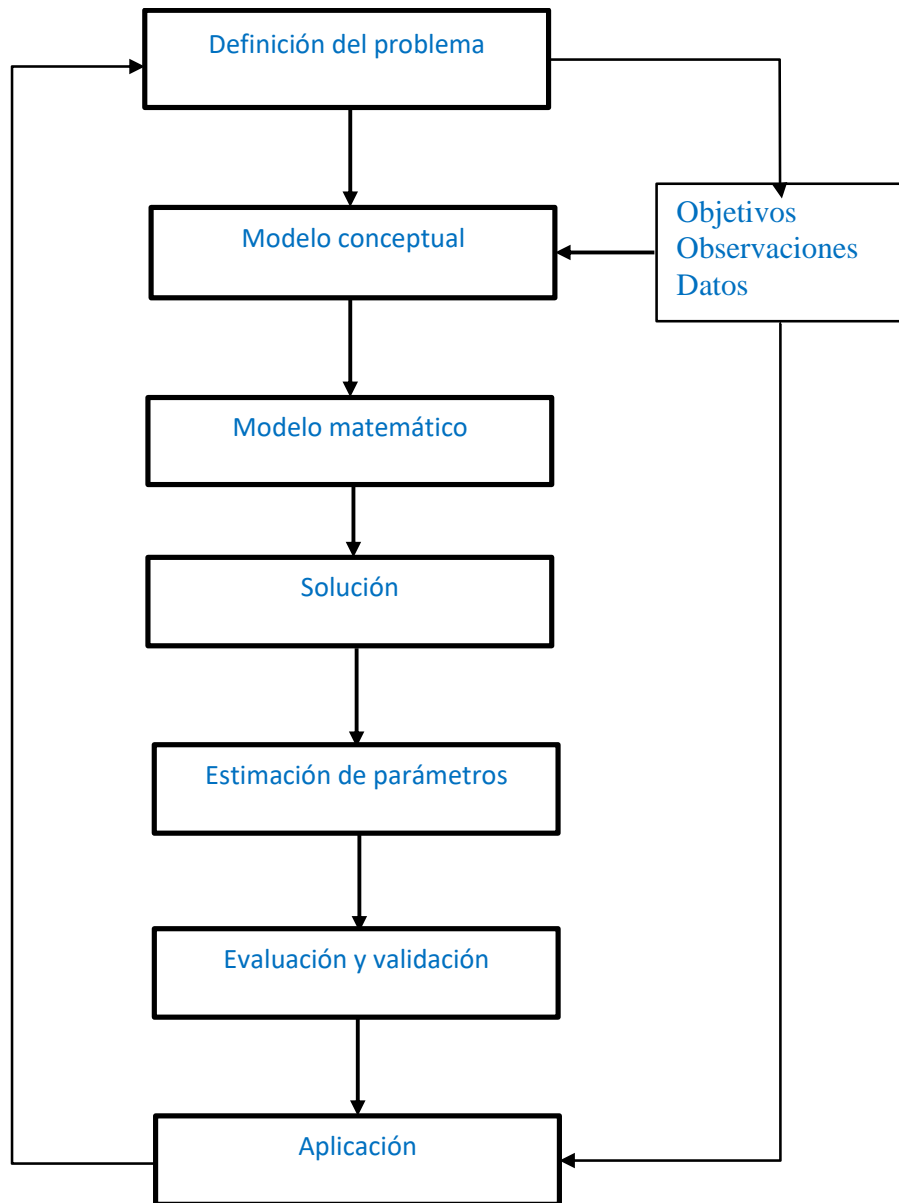
Las ecuaciones matemáticas, están basadas en leyes fundamentales de la física y principios de ingeniería, tales como: conservación de masa y energía, fenómenos de transporte, termodinámica y cinética de las reacciones químicas. Estos modelos se conocen como modelos teóricos, y aquellos que están basados en datos experimentales, obtenidos de equipos en estudio o de plantas de proceso, se

denominan modelos empíricos, y aquellos modelos que incluyen modelos teóricos y experimentos realizados en un equipo dado se conocen como modelos semi-empíricos.

Un procedimiento general para el modelamiento incluye varias etapas y cada etapa requiere el entendimiento de una variedad de conceptos y técnicas en forma conjunta con pensamiento crítico y creativo, intuición y previsión, y toma de decisiones. Esto hace de la construcción de modelos ambos, una ciencia y un arte (Rasmuson *et al.*, 2014). La Figura 2.9, esquemáticamente da el procedimiento para el desarrollo de un modelo.

**Figura 2.9**

*Etapas en el desarrollo de un modelo*



Fuente; Rasmuson *et al.*, 2014.

### **Modelamiento de procesos químicos**

La esencia del modelamiento en ingeniería es capturar los aspectos fundamentales del problema que el modelo intenta describir y entender cuáles son las limitaciones del modelo como resultado de las simplificaciones (Awrejcewicz, 2011).

El modelado y la simulación son enfoques principales empleados para descripciones cuantitativas de procesos y sistemas de procesos en ingeniería química y de procesos, para soluciones de problemas científicos y de ingeniería.

Desde un punto de vista científico, la descripción cuantitativa del proceso aborda el estudio del mecanismo del proceso. La creación de una hipótesis sobre el mecanismo del proceso es seguida por un modelo matemático y una prueba de su adecuación que de hecho es una prueba de la hipótesis. Por otro lado, desde un punto de vista de la ingeniería, la descripción cuantitativa de un proceso, y también de los sistemas de proceso, forma la base de las optimizaciones de ingeniería de las nuevas plantas químicas o el control y renovación de las más antiguas (Boyadjiev, 2010).

Todos los modelos son abstracciones de sistemas y procesos reales. Sin embargo, son herramientas que sirven a los ingenieros y científicos para desarrollar un entendimiento de procesos y sistemas importantes usando ecuaciones matemáticas. Según Rasmuson *et al.*, 2014, en el contexto de la ingeniería química, el modelamiento matemático es un pre requisito para:

- Diseñar y escalar;
- Control de procesos;
- Optimización;
- Entendimiento mecanístico;
- Evaluación/planeamiento de experimentos;
- Resolución de problemas y diagnósticos;
- Determinar cantidades que no pueden medirse directamente;
- Simulación en lugar de experimentos costosos en el laboratorio de desarrollo;



- Estudios de factibilidad para determinar el potencial antes de construir equipos o dispositivos prototipo.

### **2.2.2. SIMULACIÓN**

Significa resolver las ecuaciones del modelo ya sea analítica o numéricamente. Es más seguro y más económico realizar pruebas en los modelos utilizando simulaciones por computadora que experimentos repetitivos y observaciones en el sistema real.

El análisis de procesos de transformación tiene varios niveles. En orden de complejidad, se tienen los balances de materia, los balances de materia y energía, el dimensionamiento de equipos y el análisis de rentabilidad.

La simulación de procesos se utiliza para interpretar los diagramas de flujo de proceso, para localizar el malfuncionamiento, y para predecir la performance de un proceso. Los diagramas de flujo de proceso son el lenguaje de los procesos químicos, ellos describen un proceso existente o uno hipotético en suficiente detalle para transmitir sus características esenciales.

Para realizar la simulación de un proceso es necesario convertir un diagrama de flujo de proceso en un diagrama de flujo de simulación, es decir reemplazar las unidades de proceso con unidades de simulación apropiadas. Se debe modelar y resolver las ecuaciones de la unidad de proceso; desde la óptica de la programación en los simuladores comerciales se debe escribir una subrutina para cada unidad de proceso, sin embargo, si se trata de una unidad de proceso se pueden utilizar otras herramientas para la simulación como es por ejemplo una hoja de cálculo.

## **Proceso general de la simulación**

Los modelos de simulación pueden diferir en gran medida, dependiendo de si el espacio de estados es discreto o continuo. Las observaciones pueden ser estáticas o dinámicas, como función continua o discreta del tiempo. También las medidas de comportamiento pueden diferir enormemente. Pueden ser estáticas, de transición o de comportamiento estacionario.

A pesar de la gran variedad de posibilidades descritas, la mayoría de experimentos de simulación, una vez construido el correspondiente modelo, se adaptan al siguiente esquema, que es una simplificación de Schmeiser (1990):

1. Obtener observaciones básicas de una fuente de números aleatorios.
2. Transformar las observaciones básicas en entradas al modelo, según las especificaciones del mismo.
3. Transformar las entradas, a través del modelo, en salidas.
4. Calcular estadísticas a partir de las salidas, para estimar las medidas de comportamiento.

## **Ventajas de la Simulación**

Desde un punto de vista más general, el análisis y simulación de procesos presenta las ventajas que se señalan a continuación (Himmelblau & Bischoff,1992):

- Experimentación económica. - Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en la planta real (Himmelblau & Bischoff,1992).

- Extrapolación. - Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real (Himmelblau & Bischoff,1992).
- Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes de actuación.- Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar distintos diseños y procesos que todavía no están en operación y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlo a la práctica (Himmelblau & Bischoff,1992).
- Repetición de experimentos. - La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad un error, lo cual no es posible en la planta real (Himmelblau & Bischoff,1992).
- Control de cálculo. - La simulación constituye una importante ayuda material para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados (Himmelblau & Bischoff,1992).
- Ensayo de sensibilidad.- Se puede ensayar la sensibilidad de los parámetros de costes y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo un incremento de un 10 por ciento en la velocidad de alimentación podrá tener, según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación (Himmelblau & Bischoff,1992).
- Estudio de la estabilidad del sistema.- Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones (Himmelblau & Bischoff,1992).

### 2.2.3. VALIDACIÓN DEL MODELO

Un paso clave en el modelamiento matemático es la validación experimental. Idealmente la validación debería realizarse usando resultados experimentales independientes, es decir, no se usa el mismo juego que para la estimación de parámetros. Durante el procedimiento de validación puede ocurrir que el modelo todavía tenga algunas deficiencias. En ese caso, se debe iterar el modelo y eventualmente modificarlo.

En la evaluación del modelo es importante el análisis de sensibilidad, es decir el cambio en los resultados que produce el modelo debido a incertidumbres en los valores de los parámetros.

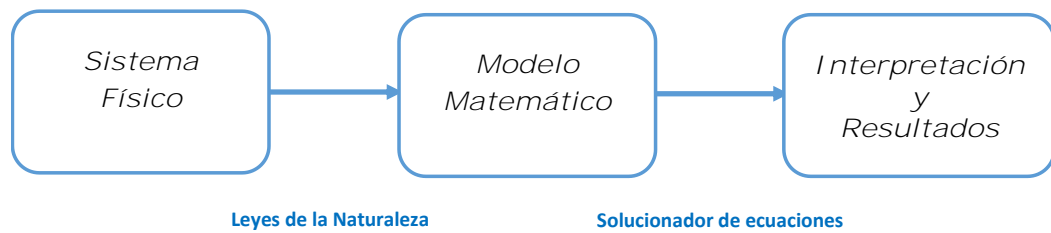
De acuerdo a Rasmuson *et al.*, 2014, existen ciertas características que los modelos tienen en diversos grados y que tienen relación con la pregunta de cuan buenos son:

- Exactitud (¿Es correcto el resultado del modelo?);
- Realismo descriptivo (i.e. basado en suposiciones correctas);
- Precisión (¿Están las predicciones en forma de números definidos?);
- Robustez (i.e. relativamente inmunes a errores en los datos de entrada);
- Generalidad (aplicable a una amplia variedad de situaciones);
- Fecundidad (un modelo se considera fructífero si sus conclusiones son útiles o si inspira el desarrollo de otros buenos modelos).

Una representación gráfica de todo el proceso de modelamiento y simulación es la siguiente:

**Figura 2.10**

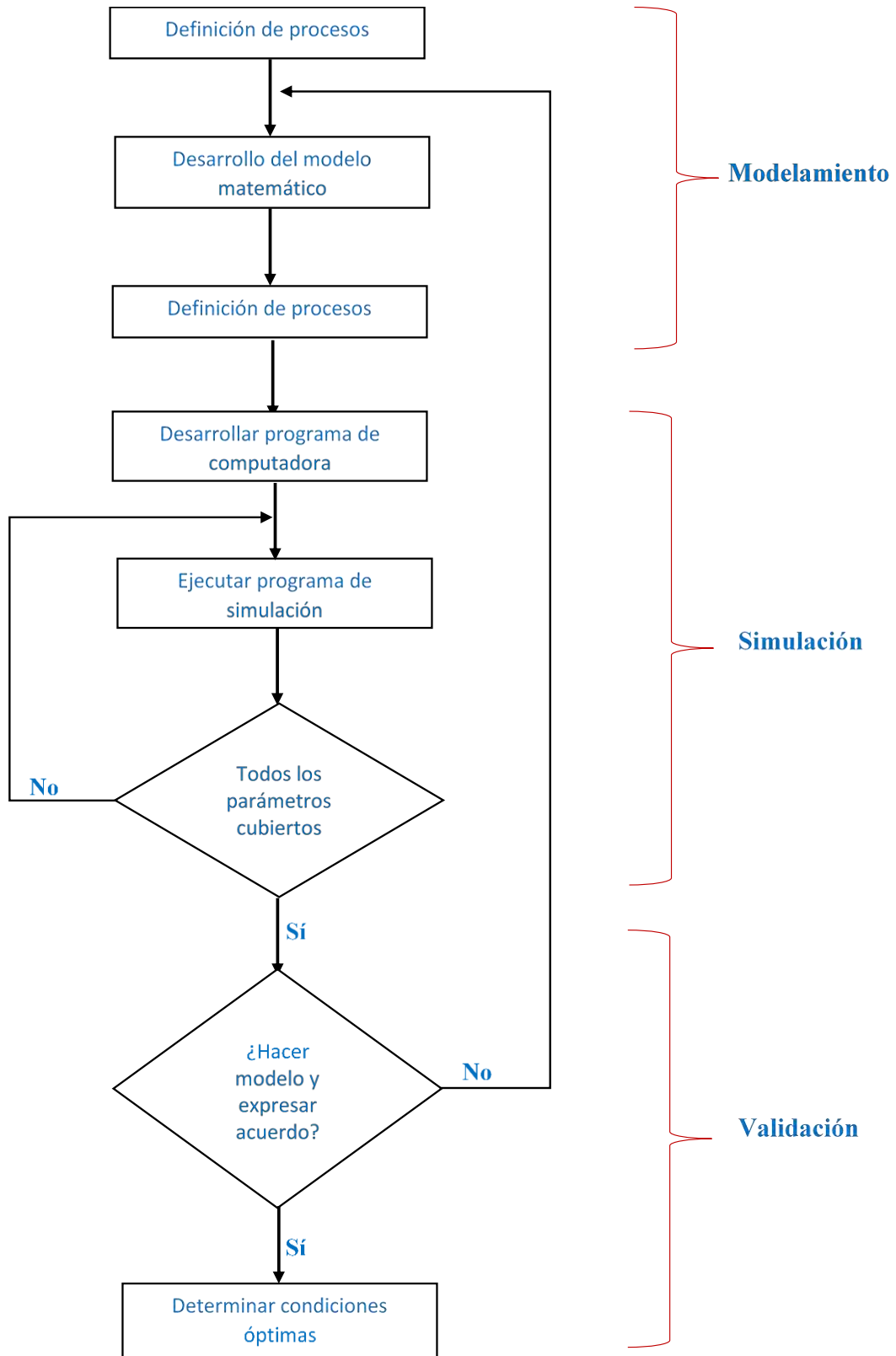
*Proceso de modelamiento y simulación.*



La Figura 2.10 es una representación esquemática del proceso de modelamiento y simulación, y la Figura 2.11 representa todas las etapas del proceso considerado en el presente estudio, excepto la optimización, que es una de las principales aplicaciones y el paso siguiente en el proceso de automatización de los procesos.

**Figura 2.11**

*Etapas de la simulación.*



## 2.2.4. TRANSFERENCIA DE CALOR

El enfriamiento de cualquier producto en esencia es un proceso de transferencia de calor. Existen tres mecanismos de transferencia de calor, la conducción, la convección y la radiación. Los dos primeros son importantes en la materia de estudio dado que la radiación tiene importancia cuando las temperaturas son altas.

Para la aplicación de los principios de transferencia de calor es necesario saber si el proceso es en estado estable o estado inestable también conocido como transitorio. Un proceso es estable cuando las variables del proceso como la temperatura, presión, composición no cambian con el tiempo. Considerando que existe un cambio de estado de la materia prima en el túnel es importante conocer los principios que aplican a la transferencia de calor por conducción en estado transitorio porque las variables de operación van cambiando con el tiempo. En la mayoría de procesos, las condiciones de operación dentro de una unidad de proceso como el túnel de enfriamiento varían con el tiempo.

Numero de Biot es un parámetro adimensional fundamental en los problemas de conducción con convección en la superficie. Proporciona una medida de la caída de temperatura en el sólido en relación con la diferencia de temperaturas entre la superficie y el fluido (Incropera *et al.*, 2011). Está definida matemáticamente de la siguiente forma:

$$Bi = \frac{hL}{k} = \frac{L/kA}{1/hA} = \frac{\text{Resistencia}_{\text{conducción}}}{\text{Resistencia}_{\text{convección}}}$$

En particular, si  $Bi \ll 1$ , la resistencia a la conducción dentro del sólido es mucho menor que la resistencia a la convección a través de la capa límite del fluido (Incropera *et al.*, 2011). Por lo tanto, la suposición de una distribución de temperatura uniforme dentro del sólido es razonable si el número de Biot es pequeño (Incropera *et al.*, 2011).

### 2.3. ANTECEDENTES

Existe bastante información respecto al procesamiento del cacao, en particular en trabajos de tesis de países que producen cacao, entre éstos se pueden mencionar Montoya (2003), Codini *et al.*, 2004, Ramírez (2011), Mixan (2014), Jácome (2015), Egas (2015), y Yi (2017), entre otros. Sin embargo, en todos ellos, el enfriamiento es descrito de una forma muy somera y en ninguno de ellos se hace referencia al modelamiento y simulación de los túneles de enfriamiento. Los fabricantes de equipos muestran información comercial sobre túneles de enfriamiento industriales para chocolate, panificación y confitería como la empresa danesa Aasted ([aasted.eu/equipment/cooling](http://aasted.eu/equipment/cooling)) que ofertan los túneles de enfriamiento Nielsen, o la empresa americana Sollich (<https://www.sollich.com>) que ofertan túneles de enfriamiento Sollich para el procesamiento de chocolate y productos de confitería.

No existen muchos antecedentes respecto de túneles de enfriamiento para licor de cacao, por ello es importante el desarrollo del presente trabajo de investigación. Respecto a las operaciones en túnel es más común encontrar trabajos relacionados para el proceso de secado para frutas y vegetales que se llevan a cabo en este tipo de equipos, debido al tiempo prolongado de secado de muchas frutas y vegetales y la versatilidad en su operación.

Se describirán a continuación algunos de los más relevantes al presente estudio.



Chancusig y Herrera (2015) estudiaron el diseño e implementación de un sistema automático para reducir el tiempo de enfriamiento en la línea de producción del chocolate en una empresa para el periodo de un año Chancusig y Herrera (2015). Realizan un análisis termodinámico y de transferencia de calor para la implementación de un sistema de enfriamiento continuo de tabletas de chocolate mediante el empleo de un PLC, empleando evaporador de cinco ventiladores para realizar un mayor enfriamiento en el túnel. El objetivo principal del estudio fue optimizar el tiempo utilizado para el enfriamiento utilizando dispositivos eléctricos y electrónicos que permiten realizar una automatización.

Cáceres-Huambo y Menegalli (2009), simularon y optimizaron secadores industriales de túnel para frutas para configuraciones concurrente y contracorriente. Se realizaron balances de masa y energía para la fase sólida y gaseosa para describir la operación de los secadores y un modelo semi-empírico para la velocidad de transferencia de masa. Los secadores operan en forma semi-continua con carritos y diez bandejas de un metro cuadrado en cada carrito.

El modelo fue aplicado para simular el secado de la uva Italia usando datos experimentales de la cinética del secado, ajustándose los parámetros de acuerdo a los requerimientos del modelo. Los códigos de simulación y optimización fueron desarrollados en FORTRAN 90 de la Microsoft Fortran PowerStation, calculan los perfiles de humedad y temperatura para las uvas y para el aire a través del túnel, tiempo del ciclo, relación de recirculación, carga térmica, y el flujo de aire fresco. La optimización minimiza el requerimiento de energía considerando la degradación de ácido ascórbico como la principal restricción de calidad de la fruta.

Los resultados muestran las condiciones de operación óptimas, para un número fijo de carritos en el túnel e indican que una configuración en contracorriente es más eficiente cuando se evalúa los requerimientos de calor por kg de sólido seco para una degradación de ácido ascórbico aproximadamente constante.

Santos *et al.*, 2007, han desarrollado un método experimental para la determinación de los coeficientes de transferencia de calor en túneles industriales que es lo suficientemente sensible para encontrar las heterogeneidades espaciales y versátil con respecto a la geometría del sistema, que lo hace una herramienta útil y simple para efectuar diagnósticos en plantas industriales. Desde un punto de vista aplicativo, es importante contar con coeficientes de transferencia de calor que sean espacialmente homogéneos en los túneles de enfriamiento o congelamiento para tener procesos de esta naturaleza igualmente homogéneos, dado que se crean zonas de alto y bajo flujo de aire que generan zonas con valores de coeficiente convectivo altos y bajos. El método propuesto en este trabajo detecta las heterogeneidades y los valores promedio de los coeficientes de túneles industriales preexistentes.

Soponronnarit *et al.* (1997), realizan un estudio de investigación sobre las estrategias del secado en túnel del glacé de papaya. Para evaluar las condiciones óptimas del secado se consideraron los modelos matemáticos correspondientes. Los criterios establecidos para este estudio incluyen tiempos cortos de secado, consumo de energía específica bajo y cualidades aceptables de la papaya glacé. Los resultados obtenidos a partir del modelo de secado en túnel batch, estaban de acuerdo con cada uno de los experimentos. A partir de los modelos matemáticos, se encontró que las condiciones óptimas de la primera etapa del secado de la papaya glacé (3.1x7.8x1.4 cm), fueron una temperatura de secado de 70°C, flujo del aire específico de 12 kg/h·kg

de glacé de papaya seco (velocidad de 1.25 m/s) y la razón de recirculación del aire del 70 %. En la segunda etapa del secado de la papaya glacé (0.98x0.98x0.98 cm), se encontró que las condiciones óptimas de secado fueron: temperatura del aire de secado de 55°C, flujo de aire específico de 10 kg/h·kg de glacé de papaya seco (velocidad de 0.6 m/s) y la razón de recirculación de aire del 80 %. La temperatura del medio ambiente y la humedad relativa fueron de 30°C y 70 %, respectivamente.

### **III. MATERIALES Y METODOS**

#### **3.1. LUGAR DE EJECUCIÓN**

El presente trabajo se realizó, en las siguientes instalaciones:

- Laboratorio de Análisis. EP de Química - UNSAAC
- Laboratorio de Ingeniería del gas natural de la EP de Ingeniería Química – UNSAAC.
- Centro de Investigación y Producción “Planta de Procesamiento de Cacao”, administrado por la Escuela Profesional de Ingeniería Química – UNSAAC.

#### **3.2. TIPO Y NIVEL DE INVESTIGACIÓN**

El tipo de investigación, es el correspondiente al de la investigación aplicada cuantitativa; y el nivel es el explicativo.

#### **3.3. MATERIA PRIMA**

Se puede considerar a los granos de cacao como la materia prima puesto que de ellos se obtiene el licor de cacao que es el producto que entra al túnel de enfriamiento para producir la pasta pura de cacao.

#### **Dimensiones de las diversas presentaciones de la pasta pura de cacao**

Las dimensiones y las presentaciones de la pasta pura de cacao, con fines comerciales se dan en la tabla siguiente.

**Tabla 3.1***Dimensiones y presentaciones de la pasta pura de cacao*

Dimensiones									
Pastas de cacao (g)	largo (l) (m)	ancho (a) (m)	altura (h) (m)	Área (m <sup>2</sup> )	Volúmen (m <sup>3</sup> )	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	V/A (m)	Lc = (V/A) (pared plana)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> ) T=31.1 °C
500	0.1850	0.0950	0.0300	0.051950	0.000527	948.7666	0.010144	0.0150	1111.5678
<b>400</b>	<b>0.1800</b>	<b>0.0900</b>	<b>0.0280</b>	<b>0.047520</b>	<b>0.000454</b>	<b>881.0573</b>	<b>0.009554</b>	<b>0.0140</b>	1111.5678
250	0.1750	0.0850	0.0200	0.040150	0.000298	838.9262	0.007422	0.0100	1111.5678
100	0.1680	0.0760	0.0100	0.030416	0.000128	781.2500	0.004208	0.0050	1111.5678

**Dimensiones de la pasta pura de cacao tomado como referencia:**

$$m_{ppc} = 0.400 \text{ kg}; l_{ppc} = 0.18 \text{ m}; a_{ppc} = 0.09 \text{ m}; e_{ppc} = 0.028 \text{ m}.$$

Donde:

$m_{ppc}$  = masa de la pasta pura de cacao en kilogramos.

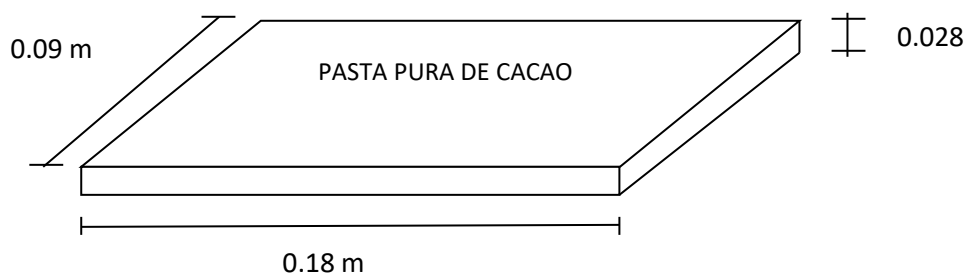
$l_{ppc}$  = largo de la pasta pura de cacao en metros.

$a_{ppc}$  = ancho de la pasta pura de cacao en metros.

$e_{ppc}$  = espesor de la pasta pura de cacao en metros.

**Figura 3.1**

*Dimensiones de la pasta pura de cacao*



### **Propiedades químicas de la materia prima**

La Tabla 3.2 muestra en forma conjunta el análisis proximal de la pasta pura de cacao, incluyendo la fibra y el almidón en forma separada. También muestra los minerales que se encuentran en su composición en mayor proporción.

El análisis fue realizado en el Laboratorio de Análisis de la Escuela Profesional de Química de la Universidad Nacional de San Antonio Abad del Cusco.

**Tabla 3.2**

*Composición proximal de la materia prima (PPC)*

<b>Componentes</b>	<b>%</b>
Humedad	0.90
Proteína	5.73
Grasa	57.30
Ceniza	3.65
Fibra	3.84
Carbohidrato	32.42
Almidón	10.60
Calcio (mg/100)	275.00
Fósforo (mg/100)	497.00
Hierro (mg/100)	9.60

Fuente: Laboratorio de Análisis. EP de Química - UNSAAC

**Propiedades físicas y térmicas de la pasta pura de cacao**

a) Cálculo del  $C_{p_{pc}}$ , de la pasta pura de cacao

$C_{p_{pc}} = 1.6 \text{ J/g } ^\circ\text{C}$  (Beckett, 2002), tomado como referencia.

$C_p = 1.424m_c + 1.549m_p + 1.675m_f + 0.837m_a + 4.187m_w$  (Singh y Heldman, 2009).

Dónde:

m : Fracción en peso, c: Hidratos de carbono, p: Proteínas, f: Grasa, a:

Ceniza, w: humedad

Tomando como referencia la Tabla 3.2, se tiene:

$C_{p_{pc}} = 1.424*0.3242+1.549*0.0573+1.675*0.5730+0.837*0.0365+4.187*0.009$

$$C_{p_{pc}} = 1.5784 \text{ kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$$

b) Cálculo del  $C_p$ , del licor de cacao

Para productos encima del punto de congelamiento, cuando hay grasa, se tiene la siguiente fórmula empírica.

$$C_{p_{lc}} = 1674.72 F + 837.36 \text{ SNF} + 4186.8 M \quad (\text{J/kg}\cdot\text{K})$$

Dónde: F: Porcentaje en peso de grasa; SNF: Porcentaje en peso de sólidos no grasos; M: Porcentaje en peso de agua.

Tomando como referencia la Tabla 3.2, se tiene:

$$C_p = 1674.72 \cdot 0.5730 + 837.36 \cdot 0.4270 + 4186.8 \cdot 0.009$$

$$C_{p_{lc}} = 1354.8485 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

$$C_{p_{lc}} = 1.3548 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$$

c)  $\lambda_{\text{solidificación}} = 45 \text{ J/g}$  (Beckett, 2002)

d)  $k = 0.25m_c + 0.155m_p + 0.16m_f + 0.135m_a + 0.58m_w$  (Singh y Heldman, 2009).

Tomando como referencia la Tabla 3.2, se tiene:

$$k_{pc} = 0.25 \cdot 0.3242 + 0.155 \cdot 0.0573 + 0.16 \cdot 0.5730 + 0.135 \cdot 0.0365 + 0.58 \cdot 0.009$$

$$k_{pc} = 0.1918 \text{ W/m}\cdot^{\circ}\text{C}$$

e) Dimensiones de la Pasta Pura de Cacao (400 g.)

Tomando como referencia la Tabla 3.1, se tiene

$$V_t = 0.000454 \text{ m}^3$$

$$A_t = 0.047520 \text{ m}^2$$

$$\rho_t = m_{ppc} / V_t = 0.400 \text{ kg} / 0.000454 \text{ m}^3 = 881.0573 \text{ kg/m}^3$$

f) Densidad de la PPC, en función de su composición y temperatura.

La densidad individual, en  $\text{kg/m}^3$ , se obtienen con las siguientes ecuaciones:

$$\rho = 1 / \left( \sum X_i / \rho_i \right)$$



$$\rho_w = 997.18 + 0.0031439 T - 0.0037574 T^2; T \text{ } ^\circ\text{C}; (\text{Agua})$$

$$\rho_{ic} = 916.89 - 0.13071 T; (\text{Hielo})$$

$$\rho_p = 1329.9 - 0.51814 T; (\text{Proteína})$$

$$\rho_f = 925.59 - 0.41757 T; (\text{Grasa})$$

$$\rho_c = 1599.1 - 0.31046 T; (\text{Carbohidrato})$$

$$\rho_{fi} = 1311.5 - 0.36589 T; (\text{Fibra})$$

$$\rho_a = 2423.8 - 0.28063 T; (\text{Ceniza})$$

(Choi & Okos, 1987) citado por (Singh y Heldman, 2009).

Tomando como referencia la Tabla 3.2, se tiene:

$$\rho (60^\circ\text{C}) = 1099.0867 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho (31.1^\circ\text{C}) = 1111.5678 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho (15^\circ\text{C}) = 1118.4996 \text{ kg/m}^3$$

### **Reología del licor de cacao**

La caracterización reológica del lote de licor de cacao se realizó utilizando el reómetro Ultra programable Brookfield DV-III (Brookfield, 1998), equipo que se encuentra en el laboratorio de Ingeniería de Gas Natural de la Escuela profesional de Ingeniería Química de la UNSAAC que viene acompañado del Reocal, software específico que incluye un modelo específico para productos de chocolate. El modelo Casson estándar es:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\tau_o} + \sqrt{\eta D}$$

Donde:

$\tau$ : Tensión cortante

$\tau_o$ : Tensión inicial o tensión cortante límite (“yield stress”)

$\eta$ : Viscosidad plástica

$D$ : Gradiente de velocidad, velocidad de corte (“shear rate”).

El modelo ESPECÍFICO para el chocolate es:

### “NCA/CMA Casson”

Este método de Casson se deriva del modelo propuesto por la Asociación de Confiteros Nacional (NCA: National Confectioners Association) y la Asociación de Fabricantes de Chocolate (CMA: Chocolate Manufacturers Association) (Gamarra et al., 2017) . Aunque se basa en la ecuación de Casson original, esta implementación ha sido hecha a medida por la NCA y CMA especialmente para las aplicaciones que involucran chocolate (Gamarra et al., 2017).

La ecuación de Casson NCA/CMA para chocolate es:

$$(1 + a) \sqrt{\tau} = 2 \sqrt{\tau_o} + (1 + a) \sqrt{\eta D}$$

Dónde:

$a$ : Radio del cono/radio de la taza interior (gap ratio)

Los parámetros calculados por el software para estos modelos son la viscosidad plástica en cP o mPa·s, la tensión inicial en Din/cm<sup>2</sup> o N/m<sup>2</sup>, y la confianza de ajuste en porcentaje, que es el parámetro usado en todos los modelos como una indicación de la calidad de ajuste del modelo al conjunto de datos. En este último caso, el software muestra para este modelo un gráfico de:

$$(1 + a) \sqrt{\tau} \text{ versus } (1 + a) \sqrt{\eta D}$$

Como se puede apreciar, este equipo permite determinar la viscosidad, siendo un reómetro que puede utilizarse para el control de calidad, tiene funciones de programación y análisis de datos y se puede controlar también externamente. Es económico, fácil de usar, pero no tiene una velocidad de corte definida.

### **Figura 3.2**

*Fotografía del Reómetro programable Brookfield.*



Para determinar el punto de fusión de la pasta pura de cacao se utilizó el equipo Büchi melting point B-54 equipado con un sistema de calefacción y de porta muestras con tubos capilares de 1 mm de diámetro y de 6 a 7 cm. de longitud (Gamarra et al., 2017).

### **Parámetros reológicos del licor de cacao**

Se determinaron los parámetros para el modelo de ley de potencia y para el modelo NCA/CMA de Casson a 40, 45 y 50°C, utilizando el reómetro programable Brookfield.

Los parámetros calculados por el software muestran para este modelo un gráfico de  $(1+a)\sqrt{\tau}$  versus  $(1+a)\sqrt{\eta D}$ . El reómetro permite determinar la viscosidad, el índice de consistencia y el índice de comportamiento para el modelo de ley de potencia; y el límite de fluencia y la viscosidad plástica para el modelo NCA/MCA Casson (Gamarra et al., 2017). En la industria alimentaria es un equipo que se puede utilizar para el control de calidad en línea que es posible implementar para asegurar la calidad de la pasta pura de cacao.

### **3.4. DESCRIPCIÓN DEL TÚNEL DE ENFRIAMIENTO**

El túnel de enfriamiento de la planta piloto de chocolates de ingeniería química, que se muestra en la Figura 3.3 y Figura 3.4, tiene las siguientes características:

Modelo: DL-CHC-6000

Nombre: Túnel de enfriamiento de capa sencilla.

Rango de aplicación.- El túnel de enfriamiento de capa sencilla, es un equipo usado para el enfriamiento del chocolate, que es llenado en moldes y puesto en el túnel manualmente.

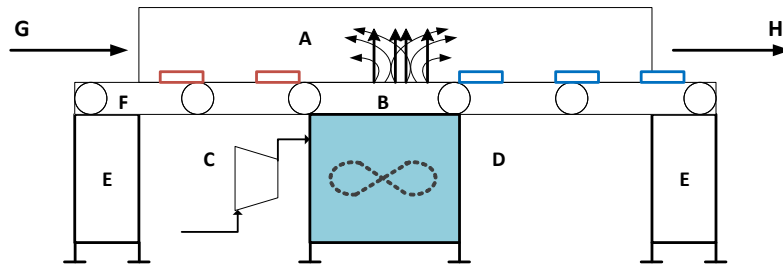
Configuración principal:

- Velocidad de banda transportadora: 0-5 m/min (velocidad de ajuste)
- Ancho de banda transportadora: 600 mm.
- Temperatura de trabajo del túnel: 0-10°C.
- Capacidad de refrigeración: 7200 kcal/h.
- Área de evaporación: 25 m<sup>2</sup>.
- Energía: 5.12 kW.
- Energía del motor principal: 1.1 kW.

- Energía de máquina refrigeradora: 3.75 kW.
- Máquina de evaporación de aire: 270 kW.
- Dimensiones externas: 10300 x 1000 x 1300 mm.
- Peso total de la máquina: 1800 kg.

**Figura 3.3**

*Representación esquemática del túnel de enfriamiento*



LEYENDA	
<b>A:</b> Cámara de enfriamiento	<b>E:</b> Sistema de transmisión
<b>B:</b> Faja transportadora	<b>F:</b> Rodillos
<b>C:</b> Compresor	<b>G:</b> Licor de cacao
<b>D:</b> Sistema de enfriamiento	<b>H:</b> Pasta pura de cacao

**Figura 3.4**

*Fotografía del túnel de enfriamiento de capa sencilla*



Es importante mencionar que en el túnel existe un flujo de aire desde la parte central del túnel hacia la entrada del mismo, mientras que desde esa ubicación hacia la salida el aire se encuentra frío, pero estancado porque no hay propiamente un flujo. El anemómetro no marca velocidad alguna en la rejilla de salida del túnel.

### **3.5. MODELAMIENTO DEL TÚNEL DE ENFRIAMIENTO**

El modelamiento matemático del enfriamiento en túnel del licor de cacao para obtener la pasta pura de cacao, es un proceso más simple que el secado considerando que el aire de enfriamiento y el licor de cacao intercambian energía y no materia. El sistema de refrigeración por compresión de vapor produce un aire que mantiene en el túnel a la misma temperatura, una vez que se han establecido las condiciones de operación en el mismo, por su parte el licor de cacao cambia de fase sin intercambiar materia con el aire de enfriamiento.

Otra característica en el túnel es que existe un flujo de aire de la parte central del túnel, donde está ubicado el sistema de refrigeración, hacia la entrada del licor de cacao mientras que de ese punto hacia la salida el aire básicamente se encuentra sin movimiento.

### **Consideraciones Generales del Modelo**

De acuerdo al diagrama que se muestra, se deben tomar en cuenta las siguientes consideraciones para el túnel:

- El flujo de gas es uniforme.
- El aire circula paralelo a la superficie del producto y conducción dentro de la pasta.
- La temperatura del aire y de la faja transportadora, se consideran iguales y constantes durante todo el proceso de enfriamiento, dado que el proceso tiene condiciones estables en el túnel.
- La transferencia de calor por las paredes del túnel es despreciable.
- El proceso es isobárico.
- La dirección del movimiento del gas es paralela a la pasta del cacao.
- Se considera que existe enfriamiento por convección por encima del producto y refrigeración de contacto por debajo de la cinta de transporte.

En cuanto a las consideraciones para el licor de cacao:

- La pasta pura de cacao, se considera una placa plana.
- La pasta de cacao, presenta propiedades uniformes en todas las direcciones, para cada uno de los estados.

- Se va a considerar moldes de 400 g, dado que la producción de pasta pura de cacao en planta adicionalmente se producen pastas 100, 250 y 500 gramos.
- Como el espesor de la pasta es pequeño en relación con el ancho y la altura, se puede suponer que la conducción ocurre en una sola dirección y, por lo tanto, la transferencia de calor se realiza en una sola dirección.
- En cuanto al licor de cacao, una primera aproximación es que no existe un gradiente de temperatura dentro del sólido, o, dicho de otro modo, la distribución de temperatura es uniforme a través de la pasta pura de cacao.
- El material del envase que contiene a la pasta, es de acero inoxidable y de 2 mm de espesor. Por lo tanto, su resistencia térmica puede asumirse despreciable.

### **Balance de masa y energía en el túnel**

El balance de masa en el túnel en aplicación de la ecuación de balance de masa, puede expresarse de la siguiente forma:

$$\dot{m}_F + \dot{m}_A = \dot{m}_P + \dot{m}_{A,F} + \dot{m}_{A,P}$$

Dónde:

$$\dot{m}_F = \dot{m}_P$$

$$\dot{m}_A = \dot{m}_{A,F} + \dot{m}_{A,P}$$

$$\dot{m}_{A,F} = \dot{m}_{A,P} = \frac{1}{2} \dot{m}_A$$

Teóricamente, debe haber una distribución igual a ambos lados del túnel desde la entrada de aire que sale del sistema de refrigeración. Sin embargo, cuando se realizan



las mediciones experimentales en el túnel, la distribución de aire es solo hacia el lado izquierdo con una salida por la ventana rectangular, en ella se puede medir la velocidad de aire correspondiente con el anemómetro; hacia el lado derecho del túnel en la sección de salida, idéntica a la otra, no hay un flujo de aire fuera del túnel porque el anemómetro marca cero, aunque la temperatura se mantiene igual a lo largo del túnel cuando se han alcanzado condiciones estacionarias.

En aplicación de la ecuación de balance de energía, se tiene:

La presión en el túnel es constante y corresponde a la presión atmosférica.

$$P = P_{\text{atmosférica}}$$

Se asume que no hay pérdidas del calor desde el túnel al medio ambiente, en consecuencia:

$$\dot{Q} = 0, \text{ y}$$

$$\dot{m}_F H_F + \dot{m}_A H_A = \dot{m}_P + \dot{m}_{A,F} H_{A,F} + \dot{m} H_{A,P}$$

$$H_F = C_{P,F} T_F$$

$$H_A = C_{P,A} T_A$$

$$H_P = C_{P,P} T_P$$

$$H_{A,F} = C_{P,AF} T_{AF}$$

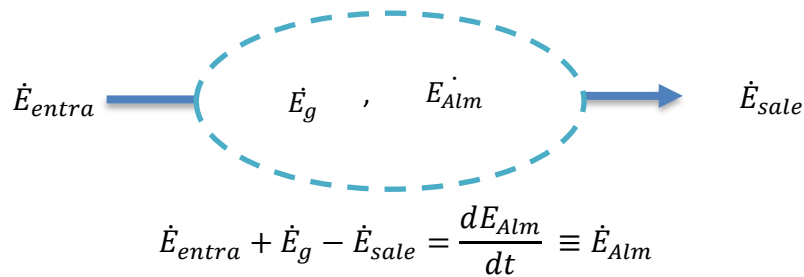
$$H_{A,P} = C_{P,AP} T_{AP}$$

### Desarrollo del modelo matemático para el licor y la pasta de cacao

Para las consideraciones realizadas, y tomando como primera aproximación que la resistencia interna es despreciable en el producto, el modelo que representa la variación de temperatura en el producto considerado como volumen de control en un instante:

**Figura 3.5**

*Balance de energía global*

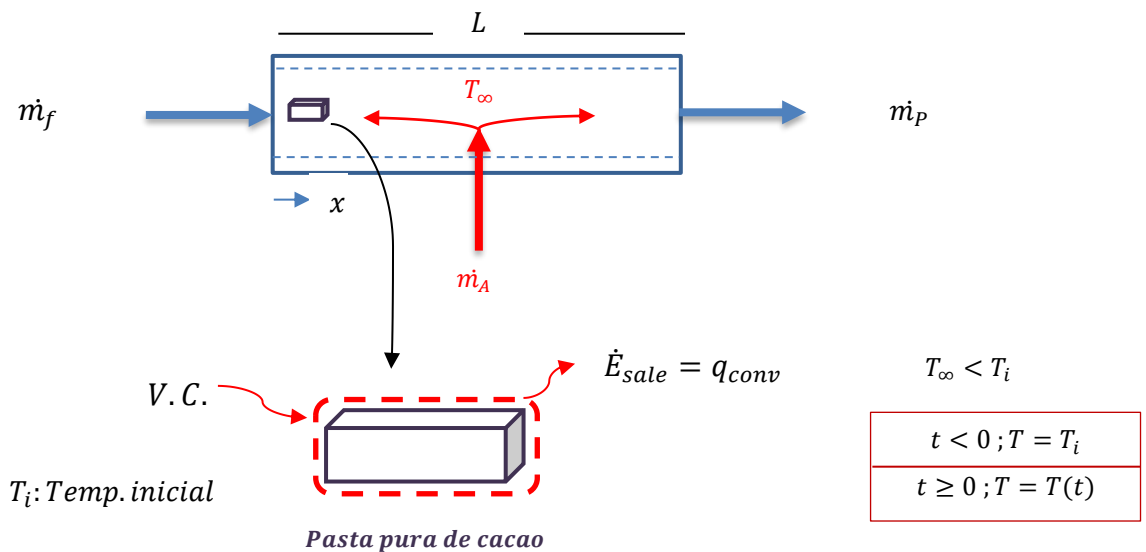


Para un intervalo de tiempo,  $\Delta t$ :

$$\dot{E}_{entra} + \dot{E}_g - \dot{E}_{sale} = \Delta E_{Alm}$$

**Figura 3.6**

*Balance en el túnel y la pasta pura de cacao*



Considerando que los gradientes de temperatura de los sólidos son insignificantes (despreciables), la velocidad de pérdida de calor en la superficie está relacionada con la velocidad de cambio de la energía interna del sólido. Por tanto:

Los balances de masa para el producto y el aire son:

$$\dot{m}_{entra} = \dot{m}_{sale} \quad (\text{sólido})$$

$$\dot{m}_{entra} = \dot{m}_{sale} \quad (\text{aire})$$

El balance de energía en el volumen de control:

$$\begin{array}{c} \begin{array}{c} \text{0} \\ \nearrow \\ \dot{E}_{entra} \end{array} - \begin{array}{c} \text{0} \\ \nearrow \\ \dot{E}_{sale} \end{array} + \dot{E}_q = \dot{E}_{Atm} \\ -\dot{E}_{sale} = \dot{E}_{Atm} \end{array}$$

$$-\dot{E}_{sale} = \dot{E}_{Atm}$$

$$-hA_s(T - T_\infty) = \rho V C_p \frac{dT}{dt}$$

La velocidad de la faja,  $v$  en el túnel es constante, en consecuencia:

$$u = \frac{L}{t}$$

$$L = u \cdot t$$

$$dL = u \cdot dt$$

$$dt = \frac{1}{u} dL$$

Sustituyendo en la ecuación de balance, se tiene:

$$-hA_s(T - T_\infty) = \rho V c_p v \frac{dT}{dL}$$

Integrando en forma definida:

$$\int_{T_0}^T \frac{dT}{(T - T_\infty)} = -\frac{hA_s}{\rho V c_p v} \int_0^L dL$$

$$\ln \frac{T - T_\infty}{T_0 - T_\infty} = -\frac{hA_s}{\rho V c_p v} L$$

$$\frac{T - T_\infty}{T_0 - T_\infty} = \exp \left[ -\frac{hA_s L}{\rho V c_p v} \right]$$

Esta expresión se utiliza para calcular la temperatura del producto,  $T$ , a una determinada distancia en el túnel,  $L$ .

### 3.6. SIMULACIÓN DEL TÚNEL DE ENFRIAMIENTO

Una vez establecidas las condiciones en el túnel, la temperatura del aire se mantiene constante con un flujo hacia la entrada del licor de cacao. La simulación debe producir la temperatura del producto desde la entrada al túnel hasta la salida del mismo. Para realizar la simulación se requiere determinar algunos de los parámetros del modelo, mientras otros son valores conocidos.

## **Datos de entrada**

Túnel:

- Longitud del túnel.
- Velocidad de la faja.
- Ancho de la faja.
- Forma y dimensiones internas del túnel.
- Sección de salida del túnel.

Aire:

Las condiciones del aire de enfriamiento es el resultado de las condiciones de operación del sistema de refrigeración.

- Temperatura del aire
- Flujo del aire
- Propiedades físicas y térmicas del aire.

Licor de cacao y pasta pura de cacao:

- Propiedades físicas.
- Masa de licor en el molde.

## **Algoritmo**

El algoritmo utilizado en la simulación del presente estudio se muestra en la Figura 3.7.

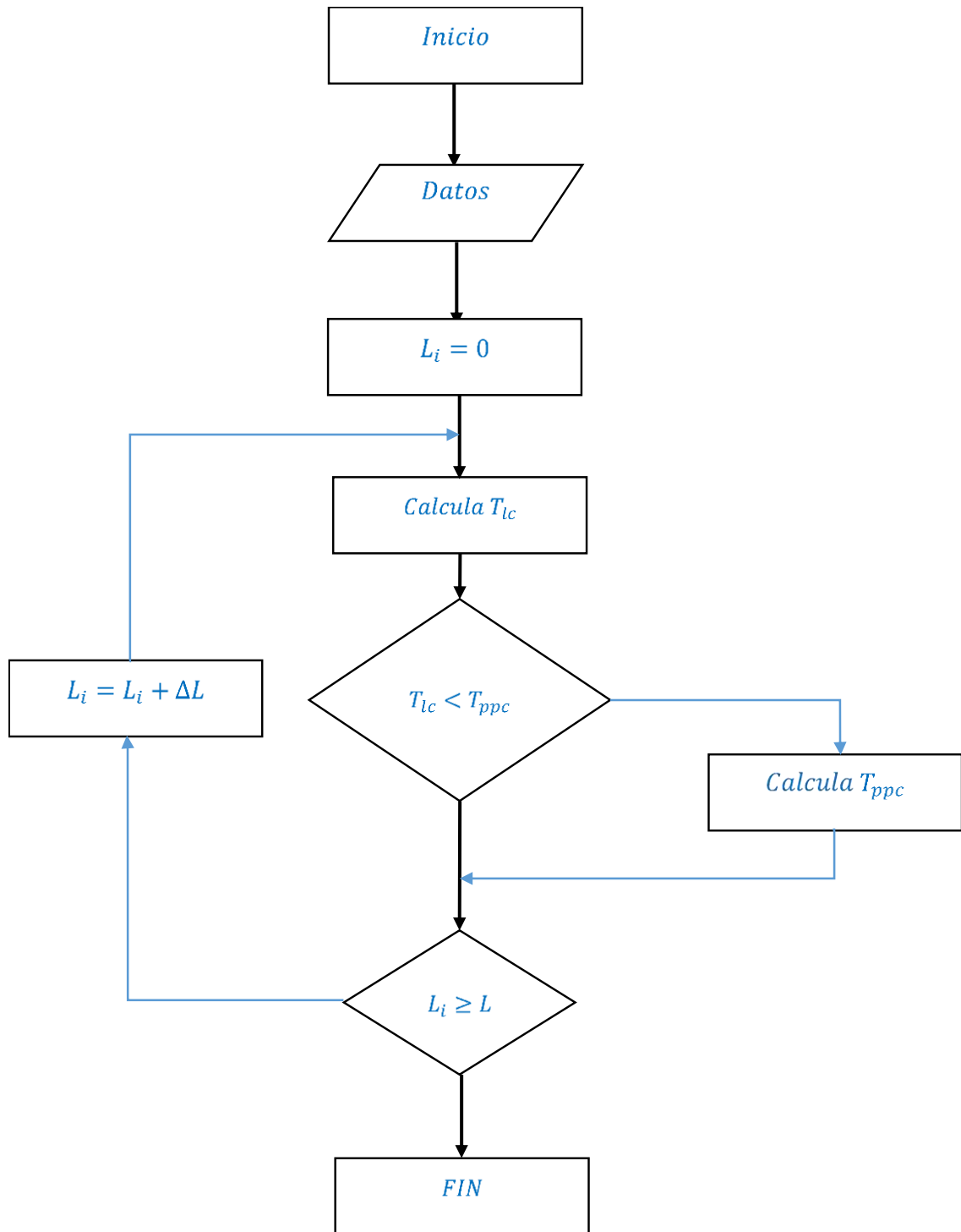
Para la simulación se considera la carga de moldes en el túnel de acuerdo al ancho que tiene la faja y su velocidad que una vez determinado es constante desde que entra el licor de cacao hasta la salida de la pasta pura de cacao.

Los moldes de 400 gramos son de 18 x 9 cm, el ancho de la faja es de 60 cm, en consecuencia, la distribución debe ser de cuatro filas con un espaciamiento aproximado de 5 cm a cada lado. Según avanza la faja en el túnel, se deben introducir otros cuatro moldes a una distancia de 10 cm, que es una distancia adecuada no solo para un adecuado contacto entre el aire y el producto sino para una adecuada manipulación de los moldes a la entrada del túnel.

$L_i$  es una posición específica en el túnel,  $\Delta L$  es el paso o incremento en las iteraciones,  $c_{P,lc}$  calor específico del licor de cacao,  $c_{P,ppc}$  calor específico de la pasta pura de cacao,  $T_{lc}$  temperatura de la pasta líquida (licor de cacao), y  $T_{ppc}$  temperatura de la pasta sólida (pasta pura de cacao).

Figura 3.7

Algoritmo de Simulación



## Determinación del tipo de flujo dentro del túnel

Para determinar el tipo de flujo es necesario calcular el número de Reynolds, y en este caso en particular para un ducto que no es circular es necesario determinar el diámetro equivalente que está definido por:

$$D_e = 4 \frac{\text{Área transversal de flujo}}{\text{perímetro mojado}}$$

El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{D u \rho}{\mu}$$

Para un ducto no circular, se emplea el diámetro equivalente,  $D_e$ .

$$D_e = 4 \frac{\text{Área transversal de flujo}}{\text{perímetro mojado}}$$

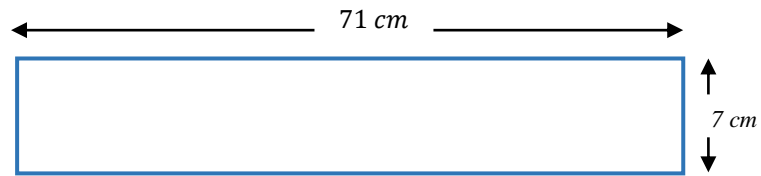
Para medir el flujo volumétrico de aire es necesario conocer el área transversal de la rejilla y la velocidad del aire en la rejilla de salida del túnel, que se mide con el anemómetro. Luego utilizando la ecuación de continuidad y el área transversal del túnel se calcula la velocidad dentro del túnel.

Las dimensiones de la rejilla de salida de aire son:



**Figura 3.8**

*Dimensiones de la rejilla del túnel de enfriamiento*



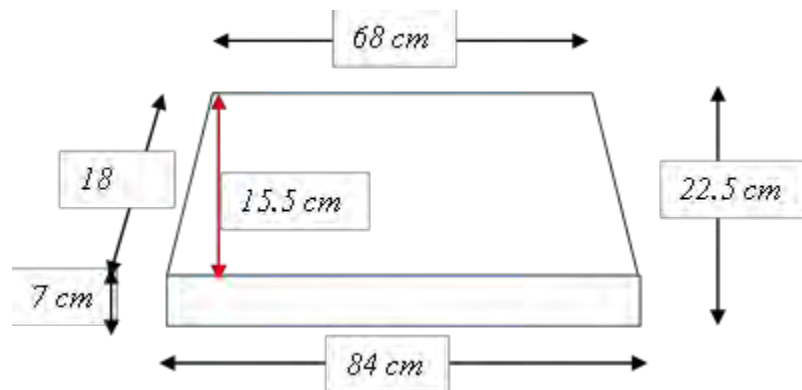
La velocidad del aire en la rejilla es:  $u = 2.5 \text{ m/s}$

En consecuencia, el caudal de aire es:

$$Q = uA = 2.5 \frac{\text{m}}{\text{s}} (0.71 \times 0.07) \text{m}^2 = 0.1243 \text{ m}^3/\text{s}$$

**Figura 3.9**

*Sección transversal del túnel de enfriamiento*



Por lo tanto, la sección transversal es igual al área de la sección rectangular más el área de la sección trapezoidal, esto es:

$$A_T = A_{\square} + A_{\square}$$

$$A_{\square} = (0.84 \times 0.07) = 0.0588 \text{ m}^2$$

$$A_{\square} = \frac{(b + b^l)h}{2} = \frac{(0.84 + 0.68)(0.155)}{2} = 0.1178 \text{ m}^2$$

$$A_T = (0.0588 + 0.1178) \text{m}^2 = 0.1766 \text{ m}^2 = A_2 \text{ (sección transversal en el túnel)}$$

Por continuidad:

$$u_1 A_1 = u_2 A_2$$

y, la velocidad del aire dentro del túnel es:

$$u_2 = \frac{u_1 A_1}{A_2} = \frac{0.1243 \text{ m}^3/\text{s}}{0.1766 \text{ m}^2} = 0.7039 \text{ m/s}$$

Por consiguiente, el diámetro equivalente es:

$$D_e = 4 * \frac{0.1706 \text{ m}^2}{(0.84 + 0.68 + 0.18 \times 2 + 0.07 \times 2)\text{m}} = 4 * \frac{0.1766}{2.02}$$

$$D_e = 0.3497 \text{ m}$$

Para calcular el número de Reynolds se requiere la densidad del aire a -3°C, 60% de humedad relativa y 68.5 kPa que se obtiene del Calculador Psicométrico para propiedades del aire de Universal Industrial Gases Inc., ([uigi.com](http://uigi.com)). Para la viscosidad del aire a 100 kPa (1 bar) utilizando The Engineering ToolBox ([engineeringtoolbox.com](http://engineeringtoolbox.com)).

$$\rho = 0.8819 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 17.0864 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

Y, por lo tanto:

$$Re = \frac{0.3497 \times 0.7039 \times 0.882}{17.1 \times 10^{-6}} = 12750.8$$

Corresponde a flujo turbulento.

### Cálculo del coeficiente convectivo de transferencia de calor

Se determina calculando primero el número de Nusselt, número de Prandtl, y todas las propiedades a la temperatura del fluido, que es la media aritmética de la temperatura de entrada y salida.

$$Nu = \frac{hD}{k} ; Pr = \frac{\mu C_p}{k}$$

Para valores de Reynolds mayores a 10000, Singh y Heldman (2009) proporcionan la siguiente ecuación en su página 291 para flujo turbulento en un ducto una tubería, sin embargo, se utiliza el diámetro equivalente considerando que el ducto es no circular:

$$Nu = 0.023Re^{0.8} \times Pr^{0.33} \times \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Todas las propiedades se evalúan a la temperatura promedio del fluido,  $T_\infty$ , excepto  $\mu_w$ , que se evalúa a la temperatura de la superficie en cuestión. Usando Singh y Heldman (2009) se determina el número de Prandtl para substituir en la expresión anterior:

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} = 0.76648368$$

$$\left\{ \begin{array}{l} C_p = 1.1570672 \text{ kJ/kg} \cdot K \\ K = 27.924688 \times 10^{-3} \text{ W/m} \cdot K \\ \mu = 18.501648 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot s \end{array} \right.$$

$$Nu = 0.023(12696.4)^{0.8}(0.76648368)^{0.33}(1)^{0.14}$$

$$Nu = 40.4165$$

$$Nu = \frac{hD}{k} \rightarrow h = \frac{Nu \cdot k}{D}$$

$$h = \frac{40.4165(27.924688 \times 10^{-3}) W/m \cdot K}{0.3497 m}$$

$$h = 3.2274 W/m^2 \cdot K$$

El resumen de los parámetros utilizados en la simulación para un molde de 400 gramos es el siguiente:

$$V = 0.000454 m^3$$

$$A_s = 0.047520 m^2$$

$$\frac{V}{A} = L_c = 0.009554 m$$

$$h = 3.2274 W/m^2 \cdot K$$

$$C_{PPC} = 1.5784 kJ/kg \cdot ^\circ C$$

$$C_{PLC} = 1.3548 kJ/kg \cdot K$$

$$\lambda = 45 J/g$$

$$\rho = 881.0573 kg/m^3$$

$$T_0 = 328.15 K = 55 ^\circ C$$

$$T_\infty = 273.15 K = 0 ^\circ C$$

$$u_{faja} = 0.0025 \text{ m/s}$$

$$T_{fusión} = 31.1 \text{ °C} = 304.25 \text{ K} \text{ (determinada experimentalmente)}$$

En el tratamiento de cualquier problema de convección es esencial determinar si la capa límite es laminar o turbulenta (Incropera *et al.*, 2011). La fricción en la superficie y la velocidad de transferencia por convección depende fuertemente sobre cuál de estas condiciones existe (Incropera *et al.*, 2011).

Otra aproximación para el cálculo del coeficiente convectivo considera tomar en cuenta el comportamiento del aire de enfriamiento sobre la pasta pura de cacao, dentro del túnel, que se refiere al *flujo de aire sobre una placa plana*, en éste caso es necesario precisar algunos conceptos:

### **Número de Reynolds:**

Para calcular el comportamiento de la capa límite, a menudo es razonable suponer que la transición comienza en alguna posición,  $x_c$ , que se determina mediante un agrupamiento adimensional de variables denominado número de Reynolds.

$$Re_x = \frac{\rho u_\infty x}{\mu}$$

### **Número de Reynolds crítico:**

El Reynolds crítico,  $Re_c$ , es el valor de  $Re_x$  para el que comienza la transición. Se conoce que para el flujo sobre una placa plana varía de  $1 \times 10^5$  a  $3 \times 10^6$ , dependiendo de la aspereza de la superficie y del nivel de turbulencia del flujo libre. A menudo se supone un valor representativo de (Incropera *et al.*, 2011, pág. 390):

$$\text{Re}_{x,c} = \frac{\rho u_{\infty} x_c}{\mu} = 5 * 10^5$$

### **Coefficiente convectivo:**

Si el flujo es laminar en toda la superficie, el subíndice  $x$  se reemplaza por  $L$ , y las ecuaciones que se muestran, sirven para predecir las condiciones promedio para toda la superficie.

Para flujo laminar sobre una placa plana, los coeficientes promedio de fricción y convección desde el inicio a un punto  $x$  sobre la superficie son el doble de los coeficientes locales en ese punto. Se advierte también que, al usar estas expresiones, el efecto de las propiedades variables se trata mediante la evaluación de todas las propiedades a la temperatura de película (Incropera *et al.*, 2011).

$$\bar{h}_x = 2h_x$$

$$\overline{Nu}_x = \frac{\bar{h}_x x}{k} = 0.664 Re^{1/2} Pr^{1/3}$$

$$0.6 \leq Pr \leq 50$$

### **Temperatura de película, $T_f$ :**

Es la temperatura a la cual se determinan las propiedades del fluido, definida de la siguiente forma:

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

Por lo tanto:

$$v_{\infty} = 0.6855 \text{ m s}^{-1}$$

$$T_{\infty} = 0 \text{ }^{\circ}\text{C} = 273.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_s = 55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 328.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$X = L = 0.18 \text{ m}$$

$$T_f = 300.65 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

**Tabla N° 3.3:**

*Propiedades del aire a la temperatura de película*

T(K)	$c_p$ (kJ/kg ·K)	$\nu$ $\times 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \times 10^3$ (W/m· K)	Pr
300.00	1.007	15.89	26.3	0.707
<b>300.65</b>	<b><math>c_p</math></b>	<b><math>\nu</math></b>	<b>K</b>	<b>Pr</b>
350.00	1.009	20.92	30.00	0.700

Fuente: Incropera y De Witt, 1999 (pág. 839)

Interpolando:

$$c_p = 1.007 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$$

$$\nu = 15.9554 \times 10^{-6} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$$

$$k = 26.3481 \times 10^{-3} \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$$

$$\text{Pr} = 0.7060$$

$$\text{Re}_x = \frac{v_{\infty} * x}{\nu}$$

$$\text{Re}_x = \frac{0.6855 * 0.18}{15.9554 * 10^{-6}} = 7733.4319 = 7.7334 * 10^3$$

Como:

$Re_x$ , es menor que  $Re_c$ ; es decir:

$$\left. \begin{array}{l} Re_x = 7.7334 * 10^3 \\ Re_c = 5 * 10^5 \end{array} \right\} \boxed{7.7334 * 10^3 < 5 * 10^5}$$

Se concluye que el flujo de aire dentro del túnel de enfriamiento es laminar, por lo tanto, el coeficiente convectivo se determina mediante la ecuación:

$$\begin{aligned} \bar{h}_x &= 2h_x \\ \overline{Nu}_x &= \frac{\bar{h}_x x}{k} = 0.664 Re^{1/2} Pr^{1/3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \overline{Nu}_x &= 0.664 * (7.7334 * 10^3)^{1/2} * (0.7069)^{1/3} \\ \overline{Nu}_x &= 52.0163 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bar{h}_x &= \frac{\overline{Nu}_x * k}{x} = \frac{52.0163 * 26.3481 * 10^{-3}}{0.18} \\ \bar{h}_x &= 7.6141 \frac{W}{m^2 \circ K} \end{aligned}$$

### 3.7. VALIDACION EXPERIMENTAL DEL MODELO

Para la validación del modelo se ha procedido a hacer la medición de la temperatura del licor de cacao y de la pasta experimentalmente. En dicho propósito y en el túnel de enfriamiento se han utilizado los equipos que a continuación se detallan.

#### a) Anemómetro

- EXTECH 45160 – INSTRUMENTS.
- Es un instrumento 3 en 1:



- Termómetro
- Higrómetro
- Anemómetro

b) Termómetro digital

- PCE-T-800
  - MULTI-INPUT THERMOMETER/DATALOGGER

Este un instrumento, que tiene ocho sensores de temperatura, para la determinación y registro de temperaturas en el sistema en estudio.

**Figura 3.10**

*Fotografía del Multi-Input Thermometer/Datalogger*



## IV. RESULTADOS Y DISCUSION

### 4.1. CARACTERIZACIÓN REOLÓGICA DEL LICOR DE CACAO

La Tabla 4.1 muestra los resultados obtenidos para los parámetros reológicos (viscosidad plástica y límite de fluencia del licor de cacao) para el modelo NCA/CMA de Casson a diferentes temperaturas. La Figura 4.1, muestra los resultados del software Rheocalc a 45°C (Gamarra et al., 2017).

**Tabla 4.1**

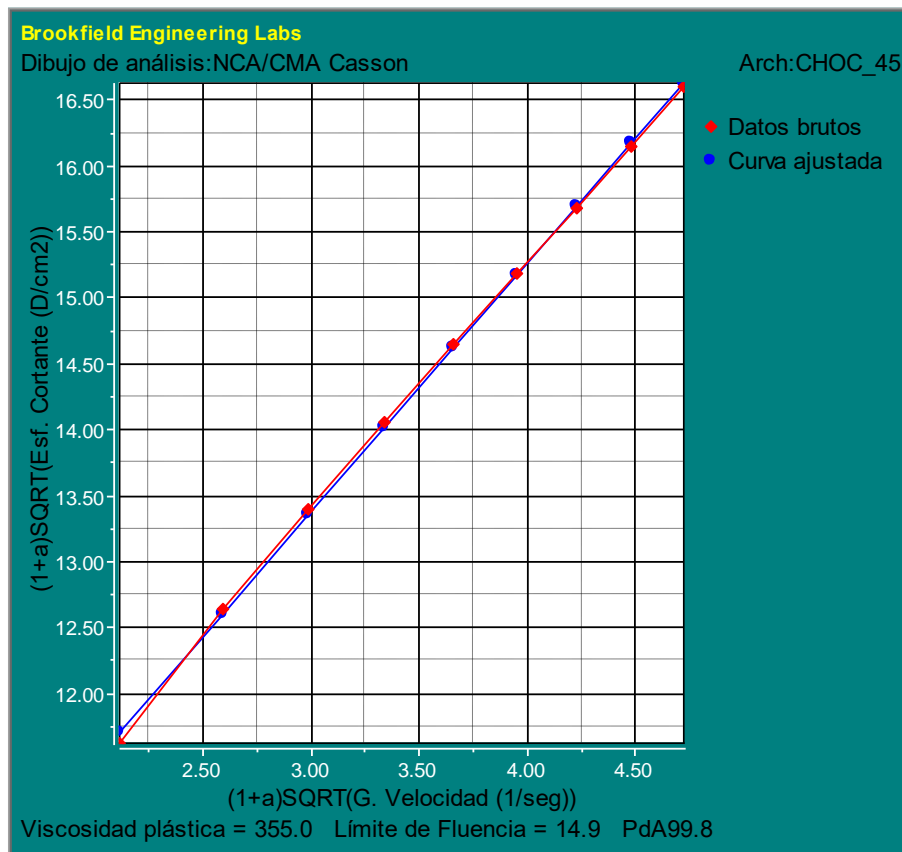
*Parámetros reológicos para el modelo NCA/CMA de Casson*

<b>LICOR DE CACAO</b>			
<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Viscosidad plástica (cP)</b>	<b>Límite de fluencia (Din/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>% de aproximación</b>
40	339.5	18.7	99.0
45	355.0	14.9	99.8
50	305.8	14.2	98.3

Fuente:(Gamarra et al., 2017)

**Figura 4.1**

*Parámetros reológicos para el licor de cacao a 45°C.*



La prueba de ajuste muestra una correlación alta entre los datos producidos por el reómetro y el ajuste realizado por el software (99.8%) (Gamarra et al., 2017). Los parámetros reológicos indican que el límite de fluencia disminuye según se incrementa la temperatura. Sin embargo, en el caso de la viscosidad plástica no se puede inferir una conclusión definitiva (Gamarra et al., 2017).

Por lo tanto, se corrobora que la ecuación de Casson para chocolate representa un modelo que describe adecuadamente el comportamiento de flujo de chocolate fundido (De hombre & Solis, 1996).

Finalmente, la temperatura de fusión varía de 29.7 a 31.1°C.

No se puede establecer una correlación entre las propiedades reológicas y la calidad de la pasta pura de cacao porque este producto no tiene establecido un estándar (Gamarra et al., 2017).

## 4.2. EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

Para realizar la evaluación del sistema de refrigeración del túnel de enfriamiento se ha tomado como base la siguiente información:

Presión atmosférica en la ciudad del Cusco = 513 mm Hg = 68.3944 kPa

$C_{P, lc} = 1.3548 \text{ kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$

$C_{P, ppc} = 1.5784 \text{ kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$

Peso del licor de cacao/pasta pura de cacao: 0.400 kg

Condiciones de operación del compresor:

$P_1 = 0.2 \text{ MPa} = 200 \text{ kPa}$ , luego  $P_{1, abs} = 268.3944 \text{ kPa}$

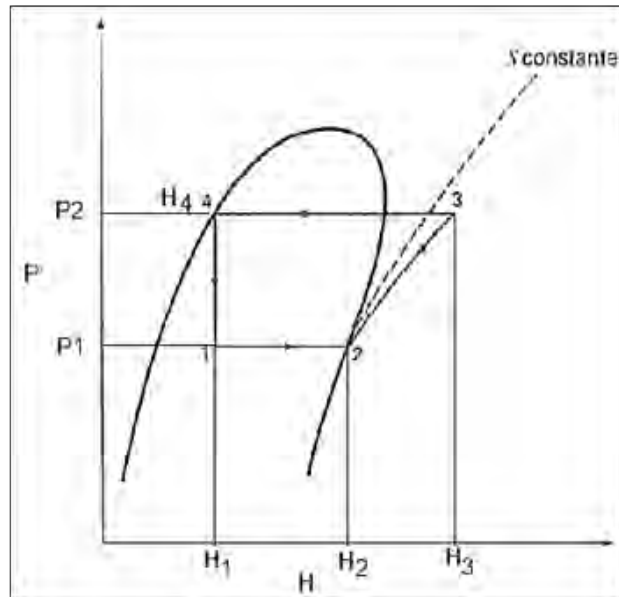
$P_2 = 1.2 \text{ MPa} = 1200 \text{ kPa}$ , luego  $P_{2, abs} = 1268.3944 \text{ kPa}$

$\eta = 0.75$

Refrigerante R-12 (Diclorodifluorometano)

**Figura 4.2**

*Diagrama Presión – Entalpía*



Fuente: Smith *et al.*, 2018.

b) Para  $P_1$ , abs = 268.3944 kPa

**Tabla 4.2**

*Interpolación de parámetros, T, H y S.*

P (kPa)	T (°C)	H <sub>2</sub> (kJ/kg)	S <sub>2</sub> = S <sub>3</sub> (kJ/kg·K)
260.01	-5	349.321	1.5571
268.3944	<b>X</b>	<b>Y</b>	<b>Z</b>
279.3	-4	349.755	1.55657

Fuente: Singh y Heldman (2009).

Interpolando:

$$X = T = - 4.5653 \text{ °C}$$

$$Y = H_2 = 349.5096 \text{ kJ/kg}$$

$$Z = S_2 = S_3 = 1.5569 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$$

c) Para  $P_2, \text{ abs} = 1268.3944 \text{ kPa}$ ,  $S_2 = S_3 = 1.5569 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$ .

**Tabla 4.3**

*Interpolación de parámetros, T y H.*

P (kPa)	T (°C)	H <sub>1</sub> = H <sub>4</sub> (kJ/kg)
1219.3	50	248.884
1268.3944	<b>X</b>	<b>Y</b>
1276.6	52	251.004

Interpolando:

$$X = T = 51.7136 \text{ °C}$$

$$Y = H_1 = H_4 = 250.7004 \text{ kJ/kg}$$

Asimismo, del diagrama Presión – Entalpía para el vapor sobrecalentado del refrigerante R-12, se obtiene:

$$H'_3 = 378 \text{ kJ/kg}$$

Flujo másico del refrigerante:

$$\dot{m} = \frac{Q}{H_2 - H_1} = \frac{46.4112 \text{ kJ/s}}{(396 - 238) \text{ kJ/kg}} = 0.2937 \text{ kg/s}$$

Potencia requerida por el compresor:

$$\Delta H = \frac{(\Delta H)_s}{\eta} = H_3 - H_2 = \frac{H_3' - H_2}{\eta} = \frac{436 - 396}{0.75} = 53.3333 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_w = \dot{m}(H_3 - H_2) = 0.2937 \text{ kg/s} * 53.3333 \text{ kJ/kg} = 15.6640 \text{ kW}$$

Coeficiente de performance:

$$COP = \frac{H_2 - H_1}{H_3 - H_2} = \frac{(396 - 238)}{53.333} = 2.9625$$

Es importante mencionar que las condiciones de operación en el sistema de refrigeración pueden cambiar en función de la necesidad de refrigeración del licor de cacao para solidificar y tener como producto pasta pura de cacao. Se puede estimar la cantidad de calor que deben liberar los 400 g de licor de cacao en el molde metálico para pasar al estado sólido y luego conociendo el número total de moldes en la faja a carga plena estimar la carga mínima de refrigeración al cual debe añadirse un porcentaje equivalente al enfriamiento de todo el equipo.

Dicha carga descrita matemáticamente es:

$$Q_{C,min} = \dot{m}_{lc} c_{p,lc} (T_s - T_i) + \dot{m}_{lc} \lambda_{solidificación} + \dot{m}_{lc} c_{p,lc} (T_f - T_s)$$

$$\begin{aligned} Q_{C,min} &= 0.400[(1.3548)(304.25 - 328.15) + (-45) + 1.5784(288.85 - 304.25)] \\ &= 0.400(-101.6871) \text{ kJ} = -40.6748 \text{ kJ} \end{aligned}$$

El tiempo total de recorrido de la faja, que tiene una distancia total de 9.0 m, es de 4277 segundos. Por lo tanto:

$$\dot{Q}_{c,min} = -\frac{40.6748}{4277} = -0.0095 \text{ kW/pasta de } 400 \text{ g}$$

Considerando las dimensiones de la faja, los moldes metálicos ordenados en filas de 4 en forma horizontal y una distancia de 10 cm entre filas, en la faja a carga plena hay aproximadamente 128 moldes, y una fila de contingencia, en total se tiene 132 pastas.

$$\dot{Q}_{c,min}(total) = -0.0095 \times 132 = 1.2540 \text{ kW}$$

Si el enfriamiento del equipo representa un 25%, la carga de refrigeración mínima necesaria es alrededor de 1.5 kW, muy inferior al dato técnico proporcionado por el fabricante de 7200 kcal/h = 30144.96 kJ/h = 8.3736 kW.

### 4.3. MODELAMIENTO

El modelamiento del licor de cacao en el túnel de enfriamiento considera las siguientes aproximaciones:

**Caso 1:** Método de resistencia interna despreciable ( $Bi < 0.1$ ), con la capacidad calorífica del licor de cacao (1.3548 kJ/kg · K) constante a lo largo del túnel y despreciable el calor de solidificación. El modelo está representado por la siguiente ecuación:

$$\frac{T - 273.15}{328.15 - 273.15} = \exp \left[ -\frac{3.2274 * 0.04752 * L}{(881.0573 * 0.000454 * 1354.8 * 0.0021)} \right] = \exp (-0.1348L)$$



$$T = 55 * \exp(-0.1348L) + 273.15$$

La simulación se realiza para la longitud total del túnel, esto es nueve metros, desde  $L = 0$  hasta  $L = 9$ , en todos los casos. Se han hecho pruebas con los dos coeficientes de transferencia de calor convectivo, y el que se ha utilizado es el que producía mejores resultados a los valores experimentales.

**Caso 2:** Método de resistencia interna despreciable ( $Bi < 0.1$ ), con el calor específico de la pasta pura de cacao ( $1.5784 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$ ) constante a lo largo del túnel y despreciable el calor de solidificación. El calor específico en éste caso es 16.5% mayor que el valor del licor de cacao.

En referencia al modelo del Caso 1, sólo cambia el calor específico. En éste caso el modelo es:

$$\frac{T - 273.15}{328.15 - 273.15} = \exp \left[ - \frac{3.2274 * 0.04752 * L}{(881.0573 * 0.000454 * 1578.4 * 0.0021)} \right]$$

$$T = 55 * \exp(-0.1157L) + 273.15$$

**Caso 3:** Método de resistencia interna despreciable ( $Bi < 0.1$ ), con el calor específico del licor de cacao hasta el punto de solidificación y a partir de ella con la capacidad calorífica de la pasta pura de cacao hasta la salida del túnel. La simulación se realiza utilizando Microsoft Excel y Matlab con un paso más fino.

**Caso 4:** Método de resistencia interna despreciable ( $Bi < 0.1$ ), con una capacidad calorífica promedio constante a lo largo del túnel y considerando el calor latente de solidificación. En éste caso es necesario considerar el calor de solidificación como una cantidad de calor generado constante a lo largo del túnel y modificar el modelo, de la siguiente forma:

$$\dot{E}_{entra} + \dot{E}_g - \dot{E}_{sale} = \dot{E}_{Alm}$$

$$-\dot{E}_{sale} + \dot{E}_g = \dot{E}_{Alm}$$

$$-hA_s(T - T_\infty) + \dot{E}_g = \rho V C_p \frac{dT}{dt}$$

$$hA_s(T - T_\infty) - \dot{E}_g = -\rho V C_p \frac{dT}{dt}$$

$$(T - T_\infty) - \frac{\dot{E}_g}{hA_s} = -\frac{\rho V C_p}{hA_s} \frac{dT}{dt}$$

$$\int_{T_i}^T \frac{dT}{(T - T_\infty) - \dot{E}_g/hA_s} = -\int_0^t \frac{hA_s}{\rho V C_p} dt$$

$$\ln \frac{(T - T_{\infty}) - \dot{E}_g / hA_s}{(T_i - T_{\infty}) - \dot{E}_g / hA_s} = - \frac{hA_s}{\rho V C_p} t$$

$$t = \frac{L_{faja}}{u_{faja}}$$

$$\ln \frac{(T - T_{\infty}) - \dot{E}_g / hA_s}{(T_i - T_{\infty}) - \dot{E}_g / hA_s} = - \frac{hA_s L_{faja}}{\rho V C_p u_{faja}}; \quad t = \frac{L}{u}$$

$$\frac{(T - T_{\infty}) - \dot{E}_g / hA_s}{(T_i - T_{\infty}) - \dot{E}_g / hA_s} = \exp\left(-\frac{hA_s L_{faja}}{\rho V C_p u_{faja}}\right)$$

$$T = \left[ (T_i - T_{\infty}) - \frac{\dot{E}_g}{hA_s} \right] * \exp\left(-\frac{hA_s L_{faja}}{\rho V C_p u_{faja}}\right) + T_{\infty} + \frac{\dot{E}_g}{hA_s}$$

Se puede considerar constante el término de generación y equivalente al calor latente de solidificación del licor de cacao distribuido a lo largo del túnel en tanto dicho fenómeno se lleva a cabo en forma gradual en toda la operación.

Como el calor de solidificación es 45 J/g (kJ/kg), para una pasta de 400 g (0.400 kg), el calor liberado durante el cambio de estado es:  $45 (0.400) = 18 \text{ kJ}$ , y como el tiempo experimental en el túnel es de 4277 segundos:

$$\dot{E}_g = \frac{18000 \text{ J}}{4277 \text{ s}} = 4.2086 \frac{\text{J}}{\text{s}} = 4.2086 \text{ Watts}$$

**Caso 5:** Método de la resistencia interna no despreciable ( $Bi > 0.1$ ), considerando los efectos espaciales y una pared plana con convección. Se utiliza la solución aproximada para la simulación debido a que cuando el número de Fourier es mayor que 0.2 ( $Fo > 0.2$ ). Se ha demostrado que en éstos casos la solución de serie infinita se aproxima con el primer término de la serie (Incropera *et al.*, 2011).

Se consideran dos situaciones, coordenada espacial adimensional,  $x^* = \frac{x}{L}$ , en el centro de la placa ( $x^* = 0$ ) y en la superficie ( $x^* = 1$ ). El modelo bajo las consideraciones señaladas anteriormente queda expresado por:

$$\theta^* = \frac{T - T_\infty}{T_o - T_\infty} = C_1 \exp(-\zeta_1^2 Fo) \cos(\zeta_1 x^*)$$

$$C_1 = \frac{4 \text{sen} \zeta_1}{2\zeta_1 + \text{sen}(2\zeta_1)}$$

$$\zeta_1 \tan \zeta_1 = Bi$$

$$Bi = \frac{hL_c}{k} = \frac{3.2274 \times 0.014}{0.1918} = 0.2356$$

En consecuencia:

$$\zeta_1 \tan \zeta_1 = 0.2356$$

Y mediante una solución numérica,  $\zeta_1 = 0.467128$ . Luego, sustituyendo en  $C_1$ , se tiene:

$$C_1 = \frac{4 \operatorname{sen}(0.467128)}{2(0.467128) + \operatorname{sen}(2 * 0.467128)} = 1.0362$$

Por otro lado, el número de Fourier es igual a:

$$Fo = \frac{\alpha t}{L_c^2}; \quad t = \frac{L_{faja}}{v_{faja}}; \quad u_{faja} = 0.0021 \text{ m/s}$$

$$\alpha = \frac{k}{\rho C_p} = \frac{0.1918}{881.0573 \times 1354.8} = 1.6068 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Fo = \frac{\alpha L_{faja}}{L_c^2 u_{faja}} = \frac{1.6068 \times 10^{-7} \times L_{faja}}{(0.014)^2 (0.0021)} = 0.3904 L_{faja}$$

Con estos valores el modelo para el plano medio: ( $x^* = 0$ ). Por lo tanto, el modelo queda de la siguiente forma:

$$\theta^* = \frac{T - 273.15}{328.15 - 273.15} = 1.0362 \exp(-(0.467128^2 * 0.3904L) \cos(0.467128 * 0))$$

$$\theta^* = 1.0362 \exp(-0.0217L)$$

Para la superficie: ( $x^* = 1$ ). Por lo tanto, el modelo queda de la siguiente forma:

$$\theta^* = \frac{T - 273.15}{328.15 - 273.15} = 1.0362 \exp(-(0.467128^2 * 0.3904L) \cos(0.467128 * 1))$$

$$\theta^* = 0.527937 \exp(-0.0217L)$$

#### 4.4. SIMULACIÓN

Los resultados de la simulación se muestran de acuerdo a las condiciones establecidas para cada Caso en forma gráfica y según sea el caso numéricamente en tablas para un análisis más detallado en la discusión.

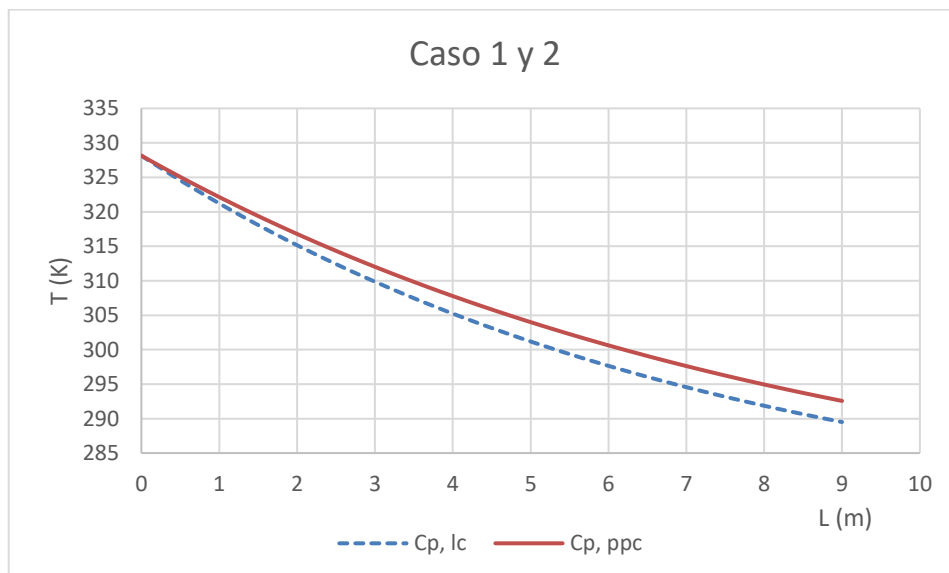
##### **Caso 1, 2 y 3:**

La Figura 4.3 muestra los resultados de la simulación para el modelo de resistencia interna despreciable, considerando para dicho propósito el calor específico de licor de cacao en todo el túnel, y el calor específico de la pasta pura de cacao. Se puede ver en el Apéndice 1.1 y 1.2, la diferencia de temperatura del producto a la salida del túnel y compararlo con el valor experimental. Los resultados de la simulación muestran claramente que cuando en el modelo se utiliza el calor específico del licor de cacao en todo el túnel produce resultados de temperatura en el producto ligeramente más bajos.

La Figura 4.4, por otro lado, muestra los resultados de la simulación con Microsoft Excel considerando un cambio del calor específico de licor de cacao a pasta pura de cacao a la temperatura referencial de solidificación. Se puede apreciar que la simulación con el calor específico del licor de cacao produce resultados de temperatura inferiores, por esa causa existe un salto al cambiar el calor específico de licor de cacao a la pasta pura de cacao.

**Figura 4.3**

*Bi < 0.1, para calor específico constante del producto.*



**Figura 4.4**

*Bi < 0.1, cambio del calor específico del producto*



El Apéndice 1 y 2 muestran los resultados numéricos de la simulación realizada en Microsoft Excel para la Figura 4.5. Haciendo una prueba de hipótesis emparejada, considerando que tienen la misma fuente para dichos datos, se pueden comparar mediante una prueba de hipótesis los resultados. En análisis produce los siguientes resultados:

**Tabla 4.4**

*Prueba de hipótesis para los calores específicos*

Prueba t para medias de dos muestras emparejadas		
	Variable 1	Variable 2
Media	305.034475	307.344131
Varianza	123.67709	105.457072
Observaciones	181	181
Coefficiente de correlación de Pearson	0.99976579	
Diferencia hipotética de las medias	0	
Grados de libertad	180	
Estadístico t	-35.205118	
P(T<=t) una cola	6.1215E-83	
Valor crítico de t (una cola)	1.65336301	
P(T<=t) dos colas	1.2243E-82	
Valor crítico de t (dos colas)	1.97323082	



La variable 1, corresponde a simulación utilizando el calor específico del licor de cacao y la variable 2 a la simulación para el calor específico de la pasta pura de cacao, manteniendo igual el resto de parámetros en la simulación. El estadístico,  $t$ , calculado es menor que los valores críticos, tanto para una cola como para dos colas, por lo tanto se acepta la hipótesis nula, quiere decir que los valores producidos tienen una media diferente para un nivel de confianza del 95% ( $\alpha = 0.05$ ).

En el caso de la Figura 4.5, con un paso más fino, se ha realizado la simulación también utilizando el programa de Matlab, versión R2013b, utilizando el algoritmo presentado en la Figura 3.7, para la aproximación de resistencia interna despreciable ( $Bi < 0.1$ ) en el cual cambian los valores del calor específico de licor de cacao a pasta pura de cacao.

El programa ("Script") en Matlab es el siguiente:

```
%borrado de pantalla
clc; close all; clear;
%formato de salida de resultados
%format long
format short

%valores de los parametros de simulacion
Cppc = 1578.4; % J/kg*°C - pasta pura de cacao
Cplc = 1354.8; % J/kg*°K - licor de cacao
V=0.000454; % unidad m3
As=0.047520; % unidad m2
h= 3.2274; % unidad W/m2*°K
rho = 881.0573; %kg/m3
To=328.15; % °K
Tinf=273.15; % °K
VELOfaja = 0.0025; % m/s
%Tsolidificacion = 304.25°K, 31.1°C; (determinado experimentalmente)
%lambda= 45.0; % J/g
```

```

%proceso de simulacion
%valor inicial
Li=0; %longInicial
Lf=9; %longFinal en metros
DeltaL = 0.05; %incrementoLongitud
T =(To-Tinf)*exp(-1*(h*As*Li)/(rho*V*Cplc*VELOfaja))+ Tinf;

Ts=304.25; % °K
fprintf('Longitud (m) = %2.2f  Temperatura (K) = %4.2f \n',Li,T);

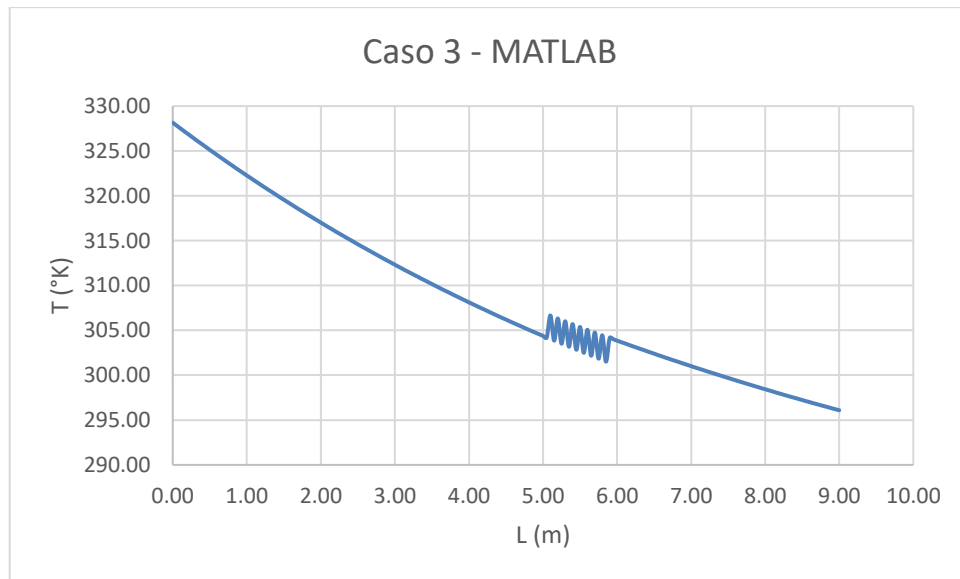
%calculo de simulacion
count = 1;
while (Li<=8.95)
    Li=Li+DeltaL;
    Lidat(count,1)=Li; % Acumula los datos de Li en cada bucle
    if (T>Ts)
        T =(To-Tinf)*exp(-1*(h*As*Li)/(rho*V*Cplc*VELOfaja))+ Tinf;
    else
        T =(To-Tinf)*exp(-1*(h*As*Li)/(rho*V*Cppc*VELOfaja))+ Tinf;
    end
    Tdat(count,1)=T; % Acumula los datos de T en cada bucle
    fprintf('Longitud (m) = %2.2f  Temperatura (K) = %4.2f \n',Li,T);
    count = count + 1;
end

% Gráfica de la función
figure(1);
plot(Lidat,Tdat);          % Función para el ploteo
title('Caso 3 - MATLAB'); % Titulo del plot
xlabel('Longitud (m)');   % Titulo del eje x
ylabel('Temperatura (K)'); % Titulo del eje y
legend('Cplc a Cppc');   % Leyenda
grid on;                 % Grilla de los ejes

```

**Figura 4.5**

*Caso 3 - Simulación en Matlab.*



La Figura 4.5, muestra los resultados de la simulación. Se puede apreciar con mayor precisión el cambio que genera los valores del calor específico del licor de cacao y la pasta pura de cacao, pero se debe mencionar que físicamente el licor de cacao va cambiando gradualmente de estado en el túnel, no es precisamente a la temperatura de solidificación que existe un cambio brusco; este hecho se debe tener muy en cuenta en tanto que el modelamiento consiste básicamente en la representación del fenómeno físico que ocurre.

Para mayor detalle, la Tabla 4.5 muestra los resultados numéricos para un mayor análisis. Se puede observar que el paso que se ha utilizado para la simulación ha sido de 0.05 m en el caso de la longitud de forma que se pueda visualizar el cambio de calor específico.

**Tabla 4.5**

*Resultados de la simulación con Matlab*

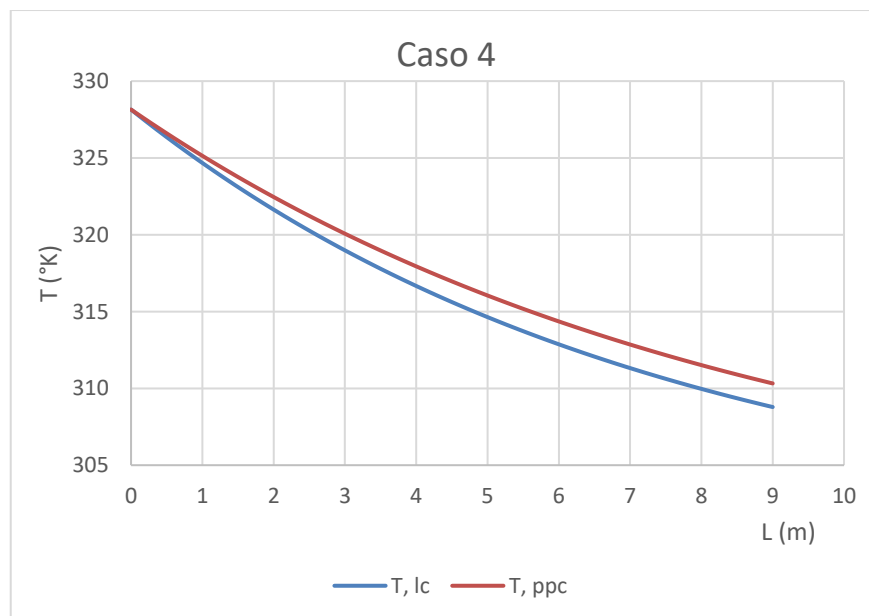
L (m)	T (°K)	L (m)	T (°K)	L (m)	T (°K)	L (m)	T (°K)
0.00	328.15	2.25	315.78	4.50	306.20	6.75	301.69
0.05	327.84	2.30	315.54	4.55	306.01	6.80	301.56
0.10	327.53	2.35	315.30	4.60	305.82	6.85	301.42
0.15	327.22	2.40	315.07	4.65	305.64	6.90	301.28
0.20	326.92	2.45	314.83	4.70	305.46	6.95	301.15
0.25	326.62	2.50	314.59	4.75	305.27	7.00	301.01
0.30	326.31	2.55	314.36	4.80	305.09	7.05	300.87
0.35	326.01	2.60	314.13	4.85	304.91	7.10	300.74
0.40	325.72	2.65	313.90	4.90	304.73	7.15	300.61
0.45	325.42	2.70	313.67	4.95	304.56	7.20	300.47
0.50	325.12	2.75	313.44	5.00	304.38	7.25	300.34
0.55	324.83	2.80	313.21	5.05	304.20	7.30	300.21
0.60	324.54	2.85	312.98	5.10	306.66	7.35	300.08
0.65	324.25	2.90	312.76	5.15	303.85	7.40	299.95
0.70	323.96	2.95	312.54	5.20	306.33	7.45	299.82
0.75	323.67	3.00	312.31	5.25	303.51	7.50	299.69
0.80	323.39	3.05	312.09	5.30	306.01	7.55	299.56
0.85	323.10	3.10	311.87	5.35	303.17	7.60	299.43
0.90	322.82	3.15	311.65	5.40	305.70	7.65	299.30
0.95	322.54	3.20	311.44	5.45	302.83	7.70	299.18
1.00	322.26	3.25	311.22	5.50	305.38	7.75	299.05
1.05	321.99	3.30	311.01	5.55	302.49	7.80	298.93
1.10	321.71	3.35	310.79	5.60	305.07	7.85	298.80
1.15	321.44	3.40	310.58	5.65	302.16	7.90	298.68
1.20	321.16	3.45	310.37	5.70	304.76	7.95	298.55
1.25	320.89	3.50	310.16	5.75	301.84	8.00	298.43
1.30	320.62	3.55	309.95	5.80	304.45	8.05	298.31
1.35	320.36	3.60	309.74	5.85	301.51	8.10	298.19
1.40	320.09	3.65	309.53	5.90	304.15	8.15	298.06
1.45	319.82	3.70	309.33	5.95	304.00	8.20	297.94
1.50	319.56	3.75	309.13	6.00	303.85	8.25	297.82
1.55	319.30	3.80	308.92	6.05	303.70	8.30	297.70
1.60	319.04	3.85	308.72	6.10	303.56	8.35	297.58
1.65	318.78	3.90	308.52	6.15	303.41	8.40	297.47
1.70	318.52	3.95	308.32	6.20	303.26	8.45	297.35
1.75	318.27	4.00	308.12	6.25	303.12	8.50	297.23
1.80	318.01	4.05	307.92	6.30	302.97	8.55	297.11
1.85	317.76	4.10	307.73	6.35	302.83	8.60	297.00
1.90	317.51	4.15	307.53	6.40	302.68	8.65	296.88
1.95	317.26	4.20	307.34	6.45	302.54	8.70	296.77
2.00	317.01	4.25	307.15	6.50	302.40	8.75	296.65
2.05	316.76	4.30	306.95	6.55	302.25	8.80	296.54
2.10	316.51	4.35	306.76	6.60	302.11	8.85	296.43
2.15	316.27	4.40	306.57	6.65	301.97	8.90	296.31
2.20	316.02	4.45	306.38	6.70	301.83	8.95	296.20
						9.00	296.09

#### Caso 4:

Los resultados de la simulación se muestran en la Figura 4.6, y los valores numéricos en los Apéndices 3 y 4. Los resultados tienen la misma tendencia que en el Caso 1 y Caso 2, es decir que la simulación con el calor específico del licor de cacao da como resultado valores inferiores a los de la pasta pura de cacao. El calor específico del licor de cacao que es menor se encuentra en el denominador del argumento de la fracción exponencial, en consecuencia, da un mayor valor, pero negativo cuyo exponencial produce un menor valor que hace que el resultado final de la temperatura también será menor.

**Figura 4.6**

*Simulación - Caso 4.*



Entre las variables que tienen mayor influencia en el resultado de la temperatura del producto a lo largo del túnel se pueden considerar, el coeficiente convectivo determinado mediante dos aproximaciones en el presente estudio. Los resultados

muestran que con el coeficiente convectivo igual a  $7.6141 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , 2.36 veces mayor que  $3.2274 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , la temperatura de salida de la pasta pura de cacao es  $13.2^\circ\text{K}$  ( $13.2^\circ\text{C}$ ) más bajo, debido a una mayor velocidad de transferencia de calor por convección para el enfriamiento en la superficie del producto.

Otra variable importante a considerar es la longitud característica,  $L_c$ , que en el caso de una placa (molde metálico con producto) está definida como la relación entre el volumen del sólido y el área superficial,  $L_c \equiv \frac{V}{A_s} = \frac{0.000454}{0.047520} = 0.009554 \text{ m}$ , (Incropera *et al.*, 2011). Para una placa de espesor  $2L$  se reduce a  $L$ , sin embargo, utilizando un criterio prudente la longitud característica debe asociarse con la escala de longitud que corresponde a la diferencia máxima de temperaturas espaciales. En consecuencia, para una pared plana de espesor  $2L$  calentada o enfriada de forma simétrica,  $L_c$ , es igual a la mitad del espesor  $L = 0.014 \text{ m}$ , considerando que el espesor del producto es  $0.028 \text{ m}$ . Sin embargo, para un cilindro o esfera largos,  $L_c$ , sería igual al radio real  $r_o$ , en lugar de  $r_o/2$  o  $r_o/3$ , respectivamente.

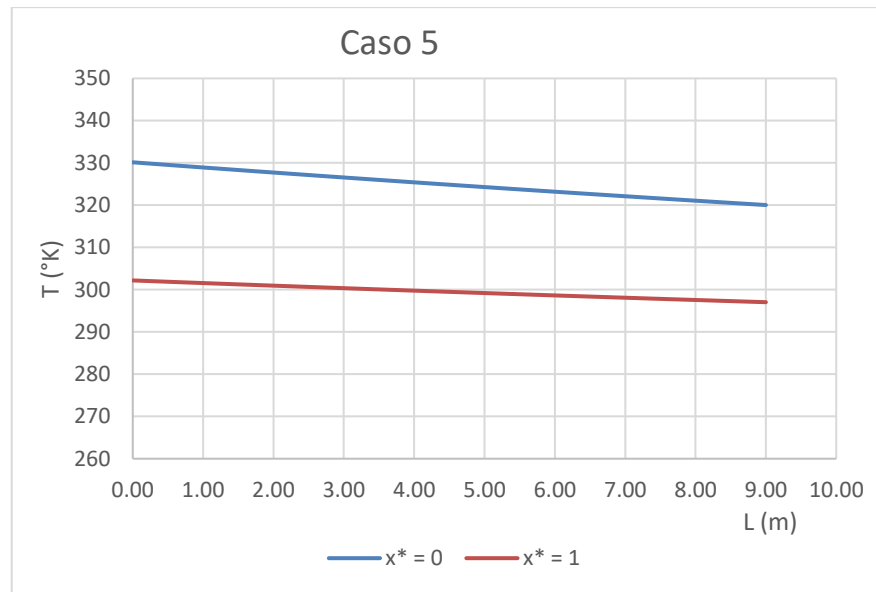
La velocidad de la faja tiene igualmente un efecto importante en los resultados, debido a que cambiando la velocidad de la faja que se puede regular en el túnel de enfriamiento cambia automáticamente el tiempo de residencia del producto en el túnel. Por otro lado, considerando que los datos experimentales se midieron con una velocidad de  $0.0021 \text{ m/s}$ , se hace la comparación de las simulaciones con dicho valor.

### **Caso 5:**

Las Figura 4.7 muestra los resultados de la simulación para el plano medio: ( $x^* = 0$ ) y para la superficie ( $x^* = 1$ ). Los resultados numéricos se muestran en el Apéndice 5 y 6.

**Figura 4.7**

*Simulación - Caso 5.*



Un análisis de los resultados de la simulación de muestra una tendencia diferente al modelo de resistencia interna despreciable, y que los valores para la coordenada espacial adimensional ( $x^*$ ) en la superficie da como resultado valores menores que en el plano medio.

#### **4.5 VALIDACIÓN**

Se muestran a continuación los resultados experimentales medidos para un molde metálico con 400 g de producto. Se ha medido a lo largo del túnel la temperatura del aire dentro del túnel, así como la temperatura en el centro del molde para el licor de cacao – pasta pura de cacao. La Tabla 4.6 muestra los datos al inicio y al final, dado que en total se tienen más de 4200 datos:

**Tabla 4.6**

*Datos experimentales – Enfriamiento de un molde de 0.400 kg.*

<b>Star Time</b>	'25-04-2012 03:35:38	Pasta cacao = 0.400 kg				
<b>End Time</b>	'25-04-2012 04:46:55	Veloc. Aire = 0.6855 m/s				
Sample Rate	1	IN1: Temperatura del aire dentro del túnel				
Sample Mode		IN2: Temperatura en el centro de la pasta				
<b>Sample Count</b>	4278	<b>IN1 (Exp)</b>	<b>IN2 (Exp)</b>			
<b>Date&amp;Time</b>	<b>Tiempo (s)</b>	<b>T,aire (°C)</b>	<b>T,ppc (°C)</b>	<b>L, m</b>	<b>T,aire (°K)</b>	<b>T,ppc (°K)</b>
'25-04-2012 03:35:38	0	-0.2	-2.3	0.0000	272.95	270.85
'25-04-2012 03:35:39	1	-0.2	-2.3	0.0021	272.95	270.85
'25-04-2012 03:35:40	2	-0.2	-2.3	0.0042	272.95	270.85
'25-04-2012 03:35:41	3	-0.2	-2.3	0.0063	272.95	270.85
'25-04-2012 03:35:42	4	-0.2	1.8	0.0084	272.95	274.95
'25-04-2012 03:35:43	5	-0.2	1.8	0.0105	272.95	274.95
'25-04-2012 03:35:44	6	-0.2	1.8	0.0126	272.95	274.95
'25-04-2012 03:35:45	7	-0.3	22.5	0.0147	272.85	295.65
'25-04-2012 03:35:46	8	-0.3	22.5	0.0168	272.85	295.65
'25-04-2012 03:35:47	9	-0.3	22.5	0.0189	272.85	295.65
'25-04-2012 03:35:48	10	-0.3	22.5	0.0210	272.85	295.65
'25-04-2012 03:35:49	11	-0.3	33.6	0.0231	272.85	306.75
'25-04-2012 03:35:50	12	-0.3	33.6	0.0252	272.85	306.75
'25-04-2012 03:35:51	13	-0.3	33.6	0.0273	272.85	306.75
'25-04-2012 03:35:52	14	-0.4	33.6	0.0294	272.75	306.75
'25-04-2012 03:35:53	15	-0.4	39.3	0.0315	272.75	312.45
'25-04-2012 03:35:54	16	-0.4	39.3	0.0336	272.75	312.45
'25-04-2012 03:35:55	17	-0.5	39.7	0.0357	272.65	312.85
'25-04-2012 03:35:56	18	-0.5	39.7	0.0378	272.65	312.85
'25-04-2012 03:35:57	19	-0.5	41.8	0.0399	272.65	314.95
'25-04-2012 03:35:58	20	-0.6	42.0	0.0420	272.55	315.15
'25-04-2012 03:35:59	21	-0.6	42.2	0.0441	272.55	315.35
'25-04-2012 03:36:00	22	-0.6	42.2	0.0462	272.55	315.35
'25-04-2012 03:36:01	23	-0.6	43.8	0.0483	272.55	316.95
'25-04-2012 03:36:02	24	-0.6	43.9	0.0504	272.55	317.05
'25-04-2012 03:36:03	25	-0.6	44.1	0.0525	272.55	317.25
'25-04-2012 03:36:04	26	-0.7	44.2	0.0546	272.45	317.35
'25-04-2012 03:36:05	27	-0.7	44.5	0.0567	272.45	317.65
'25-04-2012 03:36:06	28	-0.7	44.6	0.0588	272.45	317.75
'25-04-2012 03:36:07	29	-0.7	44.7	0.0609	272.45	317.85
'25-04-2012 03:36:08	30	-0.7	44.8	0.0630	272.45	317.95
'25-04-2012 03:36:09	31	-0.7	44.8	0.0651	272.45	317.95
'25-04-2012 03:36:10	32	-0.7	46.3	0.0672	272.45	319.45
'25-04-2012 03:36:11	33	-0.8	46.3	0.0693	272.35	319.45



'25-04-2012 03:36:12	34	-0.8	46.3	0.0714	272.35	319.45
'25-04-2012 03:36:13	35	-0.8	46.5	0.0735	272.35	319.65
'25-04-2012 03:36:14	36	-0.8	46.5	0.0756	272.35	319.65
'25-04-2012 03:36:15	37	-0.8	46.6	0.0777	272.35	319.75
'25-04-2012 03:36:16	38	-0.8	46.7	0.0798	272.35	319.85
'25-04-2012 03:36:17	39	-0.8	46.7	0.0819	272.35	319.85
'25-04-2012 03:36:18	40	-0.8	46.8	0.0840	272.35	319.95
'25-04-2012 03:36:19	41	-0.8	46.8	0.0861	272.35	319.95
'25-04-2012 03:36:20	42	-0.8	47.0	0.0882	272.35	320.15
'25-04-2012 03:36:21	43	-0.8	47.0	0.0903	272.35	320.15
'25-04-2012 03:36:22	44	-0.8	47.1	0.0924	272.35	320.25
'25-04-2012 03:36:23	45	-0.8	47.1	0.0945	272.35	320.25
'25-04-2012 03:36:24	46	-0.8	47.2	0.0966	272.35	320.35
'25-04-2012 03:36:25	47	-0.9	47.2	0.0987	272.25	320.35
'25-04-2012 03:36:26	48	-0.9	47.3	0.1008	272.25	320.45
'25-04-2012 03:36:27	49	-0.9	47.3	0.1029	272.25	320.45
'25-04-2012 03:36:28	50	-0.9	47.5	0.1050	272.25	320.65
'25-04-2012 03:36:29	51	-1	47.5	0.1071	272.15	320.65
'25-04-2012 03:36:30	52	-1	47.6	0.1092	272.15	320.75
'25-04-2012 03:36:31	53	-1	47.6	0.1113	272.15	320.75
'25-04-2012 03:36:32	54	-1	47.7	0.1134	272.15	320.85
'25-04-2012 03:36:33	55	-1	47.7	0.1155	272.15	320.85
'25-04-2012 03:36:34	56	-1.1	47.8	0.1176	272.05	320.95
'25-04-2012 03:36:35	57	-1.1	47.8	0.1197	272.05	320.95
'25-04-2012 03:36:36	58	-1.1	47.9	0.1218	272.05	321.05
'25-04-2012 03:36:37	59	-1.1	48.0	0.1239	272.05	321.15
'25-04-2012 03:36:38	60	-1.2	48.0	0.1260	271.95	321.15
'25-04-2012 03:36:39	61	-1.2	48.1	0.1281	271.95	321.25
'25-04-2012 03:36:40	62	-1.2	48.1	0.1302	271.95	321.25
'25-04-2012 03:36:41	63	-1.2	48.1	0.1323	271.95	321.25
'25-04-2012 03:36:42	64	-1.3	48.2	0.1344	271.85	321.35
	•					
	•					
	•					
'25-04-2012 04:46:45	4267	2.6	15.8	8.9607	275.75	288.95
'25-04-2012 04:46:46	4268	2.6	15.8	8.9628	275.75	288.95
'25-04-2012 04:46:47	4269	2.8	15.8	8.9649	275.95	288.95
'25-04-2012 04:46:48	4270	2.8	15.8	8.9670	275.95	288.95
'25-04-2012 04:46:49	4271	2.9	15.8	8.9691	276.05	288.95
'25-04-2012 04:46:50	4272	3	15.8	8.9712	276.15	288.95
'25-04-2012 04:46:51	4273	3	15.8	8.9733	276.15	288.95
'25-04-2012 04:46:52	4274	3.1	15.8	8.9754	276.25	288.95
'25-04-2012 04:46:53	4275	3.2	15.8	8.9775	276.35	288.95
'25-04-2012 04:46:54	4276	3.2	15.8	8.9796	276.35	288.95
'25-04-2012 04:46:55	4277	3.2	15.7	8.9817	276.35	288.85

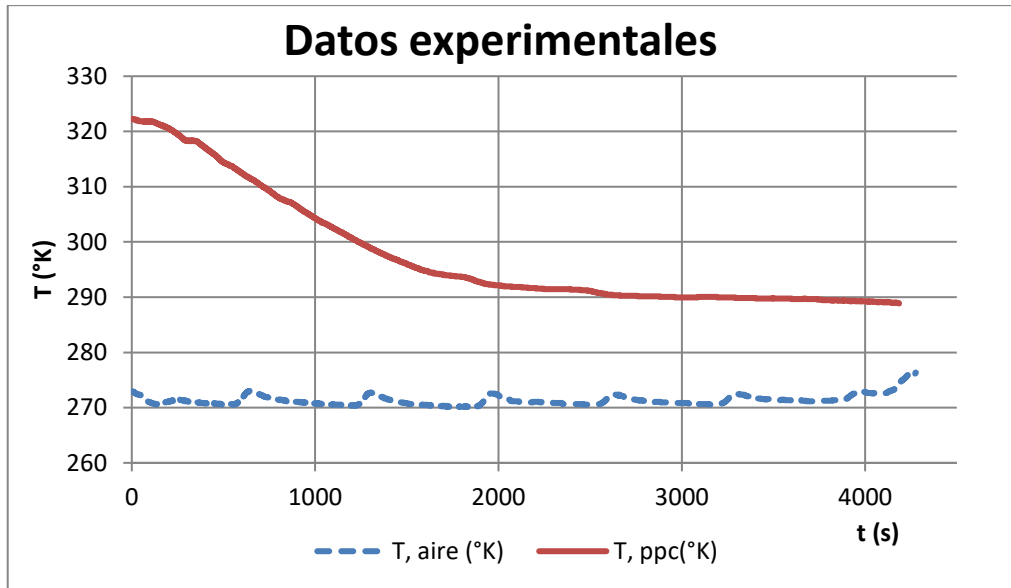
Las Figuras 4.8 y 4.9 muestran gráficamente los datos experimentales medidos para un molde de 400 gramos de producto. La Figura 4.8 presenta la variación de la temperatura del aire y la temperatura en el centro del producto en función del tiempo, y en la Figura 4.9 los mismos parámetros en función de la longitud del túnel, considerando que la faja tiene un movimiento lineal uniforme igual a 0.0021 m/s, y que la longitud es el resultado del producto velocidad por tiempo. Esta velocidad corresponde a la velocidad de la faja utilizada en las mediciones experimentales, que es la misma que se utiliza para hacer las simulaciones en el presente estudio.

En referencia a la temperatura del aire, se puede observar claramente que si bien es cierto hay fluctuaciones, la temperatura tiene una tendencia promedio constante a lo largo del túnel; éste hecho ha sido importante para el desarrollo del modelo matemático propuesto en el presente estudio. En el caso de la temperatura del producto se observa que la temperatura disminuye desde la entrada hasta aproximadamente la mitad del túnel con mayor rapidez que en la segunda mitad del túnel con una tendencia casi lineal según se aproxima a la salida del túnel.

Los datos que se obtuvieron producto de las mediciones muestran la temperatura del aire dentro del túnel y la temperatura del producto desde la entrada hasta la salida con un tiempo total de 4277 segundos, para la longitud total del túnel de 9.0 m.

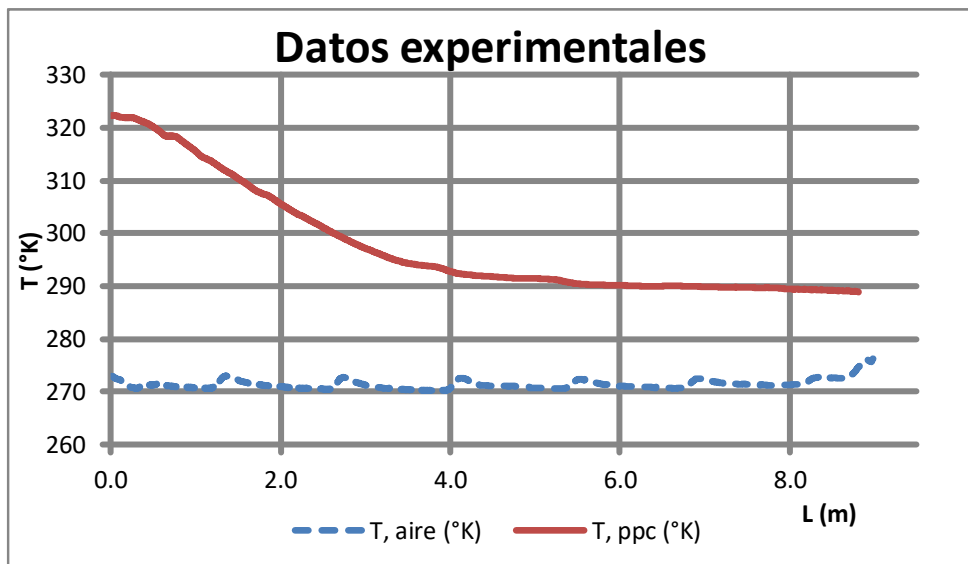
**Figura 4.8**

*Datos experimentales en función del tiempo*



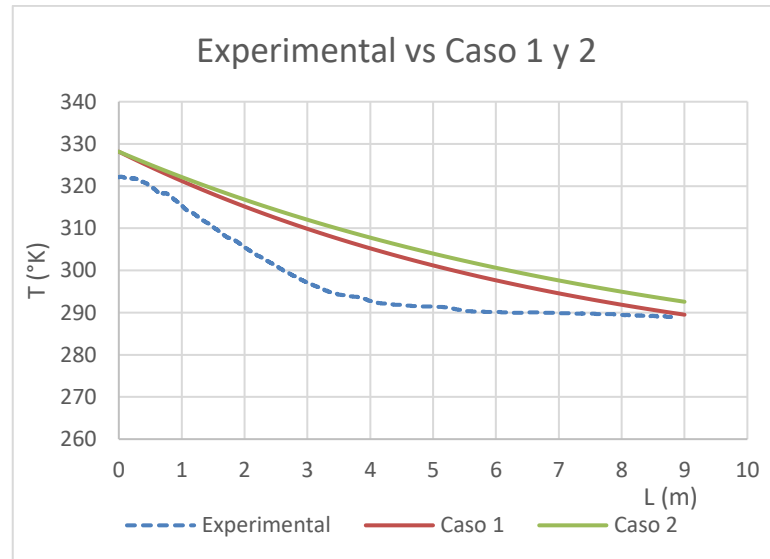
**Figura 4.9**

*Datos experimentales en función de la longitud.*



**Figura 4.10**

*Simulación - Datos experimentales, Caso 1 y 2 ( $h=3.2274 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ )*



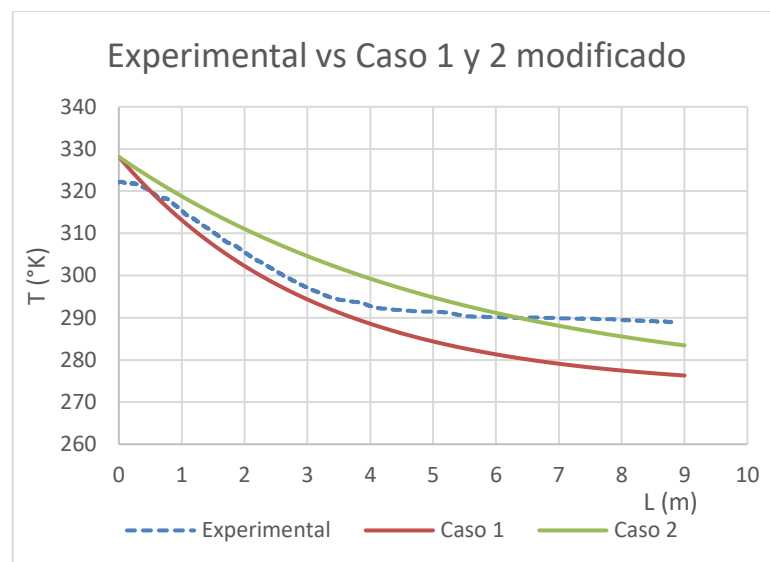
La Figura 4.10 presenta los resultados de simulación del modelo de resistencia interna despreciable ( $Bi < 0.1$ ) y los datos experimentales muestran una buena aproximación a la entrada del túnel y en el último tramo del mismo. Sin embargo, a la distancia de 2 a 6 m del inicio del túnel hay una desviación considerable. El coeficiente de transferencia de calor por convección es de  $3.2274 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ , el calor específico del licor de cacao a lo largo del túnel, la relación de volumen a superficie con sus correspondientes dimensiones y no con el valor característico.

Si se considera el coeficiente de transferencia de calor por convección a  $7.6141 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ , explicado y calculado también en el presente estudio, los resultados son los que muestra la Figura 4.11. Se observa que prácticamente hasta la mitad existe una buena aproximación con los resultados de la simulación considerando el calor específico del licor de cacao, sin embargo, luego existe una fuerte discrepancia de forma que a la salida del túnel la temperatura es mucho más baja que el valor experimental. Estos

resultados sugieren un cambio en las condiciones de transferencia de calor desde el punto donde entra el aire de refrigeración hacia la entrada del túnel, que se encuentra en la mitad del mismo, y desde éste punto a la salida del túnel. Estos resultados se discutirán en la parte final de ésta sección.

**Figura 4.11**

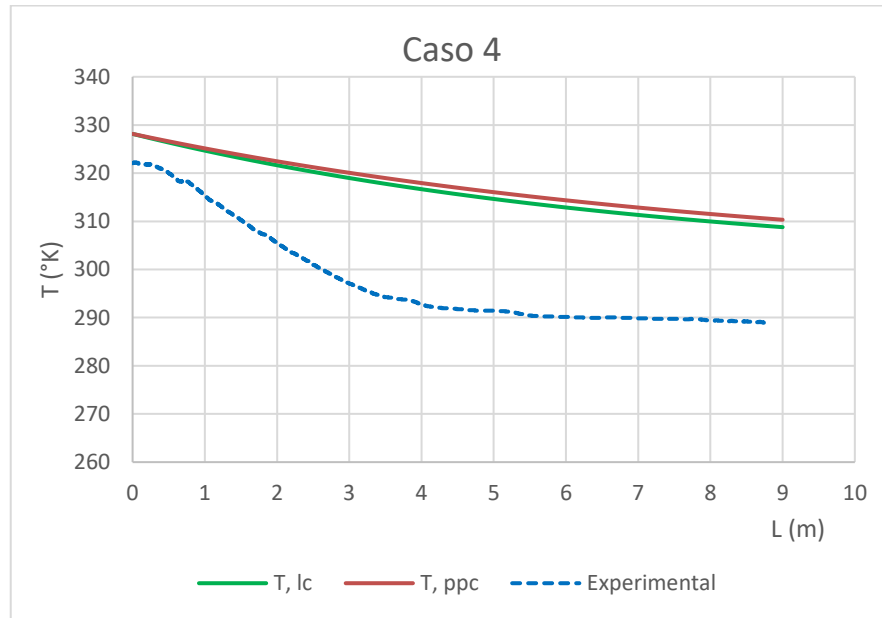
*Simulación - Datos experimentales, Caso 1 y 2 ( $h=7.6146 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ )*



Los resultados de la simulación para el Caso 4 se presentan en la Figura 4.12, que considera una modificación del modelo para un valor distribuido del calor latente de solidificación a lo largo del túnel, se observa que hay una discrepancia considerable entre los resultados de la simulación y los valores experimentales. En consecuencia, se debe buscar una alternativa diferente para la consideración del calor latente en el modelo.

**Figura 4.12**

*Simulación - Datos experimentales, Caso 4.*

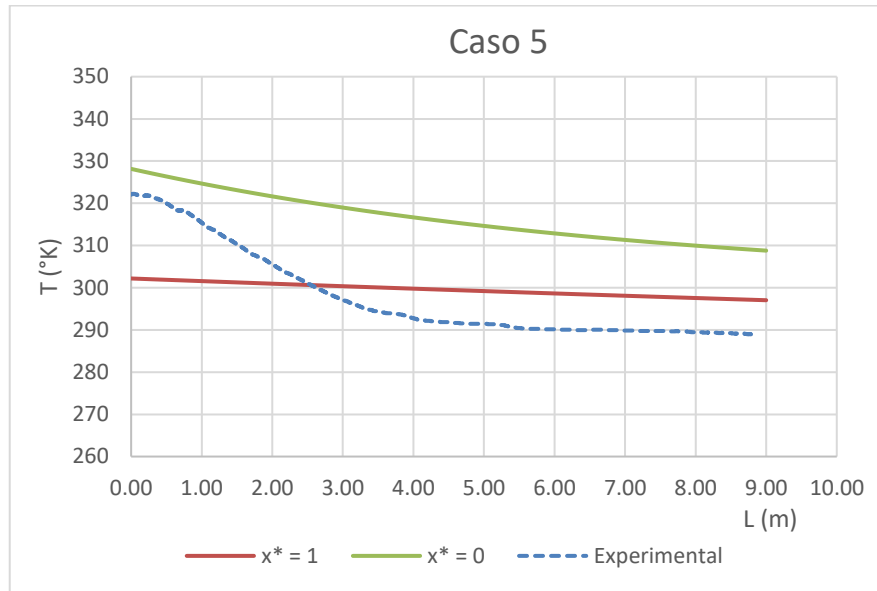


Los resultados de la simulación para el Caso 5,  $Bi > 0.1$  se presentan en la Figura 4.13. Se puede apreciar que no existe una buena aproximación con los valores experimentales y que los valores para el plano medio ( $x^* = 0$ ) son superiores a aquellos en la superficie ( $x^* = 1$ ), y que los datos experimentales cruzan los primeros.

Así mismo, se puede observar que la tendencia de ambos resultados es diferente a los que muestra los valores experimentales indicando que la aproximación no es la más apropiada, la explicación puede estar en el hecho que la deducción del modelo considera una pared plana en la que existe convección en ambos lados de la placa plana, en este caso el licor de cacao.

**Figura 4.13**

*Simulación - Datos experimentales, Caso 5.*



De acuerdo a la parte experimental, se puede decir que desde la entrada a la parte central del túnel donde está ubicado el sistema de refrigeración existe una velocidad efectiva del aire en el túnel en contracorriente al producto, y de este punto hacia la salida el aire básicamente está estancado debido que en la rendija de salida el anemómetro no marca una velocidad efectiva. Este hecho sugiere que las condiciones cambian desde la mitad del túnel hacia la entrada y desde ese mismo punto hacia la salida, hecho importante para obtener un modelo que represente adecuadamente el fenómeno físico en cuestión.

## CONCLUSIONES

- En general el modelo NCA/CMA de Casson tiene un porcentaje de aproximación (PdA) mayor al 98% para el licor de cacao en el rango de temperatura de 40 a 50°C. y un valor del 99.8% de aproximación (PdA) para dicho modelo, a la temperatura de 45°C. Corroborándose que la ecuación de Casson para chocolate representa un modelo que describe adecuadamente el comportamiento de flujo del licor de cacao.
- Se han desarrollado los modelos de resistencia despreciable y de parámetros distribuidos simplificado.
- La simulación se ha realizado utilizando Microsoft Excel y Matlab considerando los calores específicos del licor de cacao y la pasta pura de cacao, y los coeficientes convectivos para flujo laminar y turbulento.
- El modelo es suficientemente bueno desde la entrada hasta la mitad del túnel donde existe un flujo efectivo de aire de enfriamiento. El modelo de resistencia despreciable ( $Bi < 0.1$ ) es el que mejor representa el enfriamiento de licor de cacao en el túnel.
- La capacidad de refrigeración del sistema en el túnel satisface ampliamente los requerimientos de calor para enfriar el licor de cacao considerando una operación a capacidad plena del producto en el túnel.
- Los parámetros con mayor incidencia en los resultados son el coeficiente convectivo de transferencia de calor, la longitud característica y la velocidad de la faja.



## BIBLIOGRAFIA

- Awrejcewicz, Jan. 2011. Numerical Simulations of Physical and Engineering Processes. InTech. Croatia.
- Beckett, Stephen T. 2002. La Ciencia del Chocolate. Editorial ACRIBIA, S.A. Zaragoza, España.
- Boyadkiev, Christo B. 2010. Theoretical Chemical Engineering – Modelling and Simulation. Springer-Verlag Berlin Heidelberg. Germany.
- Brookfield Engineering Laboratories. 1998. “Brookfield DV III Ultra – Programmable Rheometer – operating Instructions” manual No M / 98-211-B0104. Brookfield Engineering Laboratories, Inc. 11 commerce Boulevard, Middleboro, MA 02346-1031 USA.
- Brookfield AMETEK. 2017. More Solutions to Sticky Problems – A Guide to getting more from your Brookfield Viscometer & Rheometer. AMETEK Brookfield, Inc. USA.
- Buso, A.; Giomo, M. 2011. Mathematical Modeling in Chemical Engineering: A tool to Analyse Complex Systems. University of Padova, Italy.
- Cáceres-Huambo, B. N.; Menegalli, F.C. 2009. Simulation and Optimization of Semi-Continuous Industrial Tunnel Dryers for Fruits. *Drying Technology*. 27:3, 428-436.
- Cáceres H., B. Nicolás. 2009. Análisis de Datos y Diseños Experimentales aplicados en Investigación. Edit. Universitaria UNSAAC, Cusco, Perú.

- Chantusig, A.; Herrera, D. 2015. Diseño e implementación de un sistema automático para reducir el tiempo de enfriamiento en la línea de producción del chocolate en la microempresa de los hermanos Monje ubicados en el Cantón Pujili en el periodo 2014-2015. Tesis (Título de Ingeniero en Electromecánica). Unidad Académica de Ciencias de la Ingeniería y Aplicadas, Carrera de Ingeniería en Electromecánica. Latacunga, Ecuador.
- Codini, M.; Díaz, F.; Ghirardi, M.; Villavicencio, Inés. 2004. Obtención y utilización de la manteca de cacao. *Invenio*, 143 – 148.
- De Hombre Morgado, R., & Solís, C. V. (1996). Propiedades reológicas de pastas de chocolate fundido. *Alimentaria: Revista de tecnología e higiene de los alimentos*, (278), 119-120.
- De Lorenzo. 2008 “Túnel de enfriamiento de capa sencilla DL-CHC-6000” Manual de Instrucciones Operativas de la Planta Piloto de Chocolates de Ingeniería Química, UNSAAC- Cusco.
- Egan, Myriam. 2015. Evaluación y análisis técnico financiero del proceso de prensado del licor de cacao (*Theobroma cacao*) para la obtención de manteca y polvo de cacao. Tesis (Título de Ingeniero Agroindustrial). Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria, Escuela Politécnica Nacional. Quito, Ecuador.
- Fonseca, José G. 2008. Ingeniero Químico. Coordinador Perfiles Tecnológicos Ambientales. Sectores: Matanza de Ganado y Aves, Chocolates. [http://www.tecnologiaslimpias.org/html/central/311902/311902\\_ee.htm](http://www.tecnologiaslimpias.org/html/central/311902/311902_ee.htm) (Accesado el 18 de setiembre del 2008).

- Gamarra, F.; Cáceres-Huambo, B.N.; Mendigure, A.; del Castillo, R.; Fuentes, O. 2017. Propiedades reológicas de la pasta pura de cacao como indicador de control de calidad en la planta de chocolates de Ingeniería Química. VADEMECUM DE INVESTIGACION – FEDU 2013-2014, Vol. II. UNSAAC. Cusco, Perú.
- Garcia Carrion, L. F. (2010). *Catálogo de Cultivares de cacao del Perú*. Ministerio de Agricultura, Comisión Nacional para el desarrollo y Vida sin Drogas.
- Himmelblau, David, M & Bischoff, Kennet B. 1992. Análisis y simulación de procesos. Editorial Reverté, S.A. España.
- Incropera, F.P.; Dewitt, D.P.; Bergman, T.L.; Lavine, A.S. 2011. 7th ed. John Wiley and Sons, Inc. New Jersey, USA.
- Jácome, William. 2015. Diseño de una planta de elaboración de chocolate negro y chocolate con leche a partir del licor de cacao. Tesis (Título de Ingeniero Agroindustrial). Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria, Escuela Politécnica Nacional. Quito, Ecuador.
- Levenspiel, Octave. 2002. Modeling in Chemical Engineering. Chemical Engineering Science 57, 4691 - 4696.
- Lindfield, G.; Penny, J. 1995. Numerical Methods Using MATLAB. Ellis Horwood Limited. New York. USA.
- Luque Rodríguez, Susana; Vega Granda, Aurelio B. 2005. Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS. Tercera edición. Editorial Luque Rodríguez, Susana. España.

- MathWorks, Inc. 2013. MATLAB and Simulink, versión R2014b, 64 bit (Win 64). Natick, Massachusetts. USA.
- MINAG, Y. P. (2003). Caracterización de las zonas productoras de cacao en el Perú y su competitividad. *Programa para el Desarrollo de la Amazonía. Ministerio de Agricultura. Informe final, diciembre*
- Mixan, Emerson. 2014. Experiencia profesional adquirida en la Empresa NEGUSA Corp. S.A. – LIMA, en el área de control de calidad para la elaboración de chocolate. Tesis (Título de Ingeniero Químico). Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de la Amazonía Peruana. Iquitos, Perú.
- Montoya, Jhon. 2003. Estudio de la formación de bloom en el chocolate mediante técnica de difracción de rayos X. Tesis (Título de Ingeniero Químico). Facultad de Ingeniería y Arquitectura – Ingeniería Química, Universidad Nacional de Colombia. Manizales, Colombia.
- Nelson, R.B. 1999. Enrobers, Moulding and Coolers in S.T. Beckett (ed.) *Industrial Chocolate Manufacture and Use*. 3<sup>rd</sup> ed. Blackwell, Oxford, United Kingdom.
- Ramírez T., Edwin. Reingeniería del proceso productivo de chocolate en barra en una industria alimentaria. Tesis (Título de Ingeniero Químico). Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos de Guatemala. Guatemala.
- Rasmuson, A.; Andersson, B.; Olsson, L.; Andersson, R. 2014. *Modeling in Chemical Engineering*. Cambridge University Press. United Kingdom.
- Rao, M.A.; Rizvi, S.S.H. 1986. *Engineering Properties of Foods*. Marcel Dekker, Inc. New York, USA.

- Ríos Insua, David; Ríos Insua, Sixto & Martín Jiménez, Jacinto. 2000. Simulación: métodos y aplicaciones. Editorial Alfaomega. Colombia.
- Santos, C.A.; Carciofi, B.A.M.; Dannenhauer, C.E.; Hense, H.; Laurindo, J.B. 2007. Determination of heat transfer coefficient in cooling-freezing tunnels using experimental time-temperature data. *Journal of Food Process Engineering*, 30, 717-728.
- Schmeiser, B. 1990. Simulation Experiments. Ch. 7 in *Handbooks in Operations Research and Management Science*, Vol. 2. Stochastic Models, ed. D.P. Heyman and M.J. Sobel, 295-330.
- Smith J.M.; Van Ness H.C.; Abbott M.M. 2007. Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química. Séptima edición. Editorial McGraw Hill Interamericana. México.
- Smith J.M.; Van Ness H.C.; Abbott M.M.; Swihart, M.T. 2018. Introduction to chemical Engineering Thermodynamics. 8<sup>th</sup> ed. McGraw-Hill Education. USA.
- Smulders, M.J.M., Esselink, D., Amores, F., Ramos, G., Sukha, D.A., Butler, D.R., Vosman, B., van Loo, E.N. 2012. Plant Research International, Wageningen. The Netherlands.
- Soponronnarit, Somchart; Nathakaranakule, Adisak; Noosuk, Piyarat; Yoovidhya, Tipaporn. (1997). Strategies for papaya glacé drying in tunnel. *Drying Technology*, 15(1), 151-168.
- Singh, R. Paul.; Heldman, Dennis R. Introduction to Food Engineering. 4<sup>th</sup> ed. Academic Press, Inc. USA. 2009

- Talbot, G. 1999. Chocolate Temper, in S.T. Beckett (ed.), Industrial Chocolate Manufacture and Use. 3<sup>rd</sup> ed. Blackwell, Oxford, United Kingdom.
- Teruel, Bárbara; Kiecbusch, Theo; Cortez, Luis; Usbvertí, Fabio; Lima, Antonio Wilson. 2005. Herramienta computacional para la simulación de procesos de enfriamiento: Aplicación al estudio del enfriamiento de tomates con aire forzado. Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas. Brasil <http://www.enca.ipn.mx/cibia/Tomol/I-62.pdf> accesado el día 09/09/2008.
- Yi, Augusto. 2017. Importancia del proceso de temperado en la elaboración del chocolate a nivel industrial. Tesis (Título de Ingeniero en Industrias Alimentarias). Facultad de Industrias Alimentarias, Universidad Nacional Agraria La Molina. Lima, Perú.

**APÉNDICE A. Simulación,  $Bi < 0.1$  y calor específico del licor de cacao.**

N°	L		T	
	m	cm	K	°C
1	0.00	0	328.15	55.00
2	0.05	5	327.78	54.63
3	0.10	10	327.41	54.26
4	0.15	15	327.05	53.90
5	0.20	20	326.69	53.54
6	0.25	25	326.33	53.18
7	0.30	30	325.97	52.82
8	0.35	35	325.62	52.47
9	0.40	40	325.26	52.11
10	0.45	45	324.91	51.76
11	0.50	50	324.57	51.42
12	0.55	55	324.22	51.07
13	0.60	60	323.88	50.73
14	0.65	65	323.54	50.39
15	0.70	70	323.20	50.05
16	0.75	75	322.86	49.71
17	0.80	80	322.53	49.38
18	0.85	85	322.20	49.05
19	0.90	90	321.87	48.72
20	0.95	95	321.54	48.39
21	1.00	100	321.22	48.07
22	1.05	105	320.89	47.74
23	1.10	110	320.57	47.42
24	1.15	115	320.25	47.10
25	1.20	120	319.94	46.79
26	1.25	125	319.62	46.47
27	1.30	130	319.31	46.16
28	1.35	135	319.00	45.85
29	1.40	140	318.69	45.54
30	1.45	145	318.39	45.24
31	1.50	150	318.08	44.93
32	1.55	155	317.78	44.63
33	1.60	160	317.48	44.33
34	1.65	165	317.18	44.03
35	1.70	170	316.89	43.74
36	1.75	175	316.59	43.44
37	1.80	180	316.30	43.15
38	1.85	185	316.01	42.86
39	1.90	190	315.73	42.58
40	1.95	195	315.44	42.29
41	2.00	200	315.16	42.01
42	2.05	205	314.87	41.72
43	2.10	210	314.59	41.44
44	2.15	215	314.32	41.17
45	2.20	220	314.04	40.89

N°	m	cm	K	°C
91	4.5	450	303.14	29.99
92	4.55	455	302.94	29.79
93	4.60	460	302.74	29.59
94	4.65	465	302.54	29.39
95	4.70	470	302.34	29.19
96	4.75	475	302.15	29.00
97	4.80	480	301.95	28.80
98	4.85	485	301.76	28.61
99	4.90	490	301.57	28.42
100	4.95	495	301.38	28.23
101	5.00	500	301.19	28.04
102	5.05	505	301.00	27.85
103	5.10	510	300.81	27.66
104	5.15	515	300.63	27.48
105	5.20	520	300.44	27.29
106	5.25	525	300.26	27.11
107	5.30	530	300.08	26.93
108	5.35	535	299.89	26.74
109	5.40	540	299.72	26.57
110	5.45	545	299.54	26.39
111	5.50	550	299.36	26.21
112	5.55	555	299.18	26.03
113	5.60	560	299.01	25.86
114	5.65	565	298.84	25.69
115	5.70	570	298.66	25.51
116	5.75	575	298.49	25.34
117	5.80	580	298.32	25.17
118	5.85	585	298.15	25.00
119	5.90	590	297.98	24.83
120	5.95	595	297.82	24.67
121	6.00	600	297.65	24.50
122	6.05	605	297.49	24.34
123	6.10	610	297.32	24.17
124	6.15	615	297.16	24.01
125	6.20	620	297.00	23.85
126	6.25	625	296.84	23.69
127	6.30	630	296.68	23.53
128	6.35	635	296.52	23.37
129	6.40	640	296.37	23.22
130	6.45	645	296.21	23.06
131	6.50	650	296.06	22.91
132	6.55	655	295.90	22.75
133	6.60	660	295.75	22.60
134	6.65	665	295.60	22.45
135	6.70	670	295.45	22.30
136	6.75	675	295.30	22.15

46	2.25	225	313.76	40.61
47	2.30	230	313.49	40.34
48	2.35	235	313.22	40.07
49	2.40	240	312.95	39.80
50	2.45	245	312.68	39.53
51	2.50	250	312.42	39.27
52	2.55	255	312.15	39.00
53	2.60	260	311.89	38.74
54	2.65	265	311.63	38.48
55	2.70	270	311.37	38.22
56	2.75	275	311.12	37.97
57	2.80	280	310.86	37.71
58	2.85	285	310.61	37.46
59	2.90	290	310.36	37.21
60	2.95	295	310.11	36.96
61	3.00	300	309.86	36.71
62	3.05	305	309.61	36.46
63	3.10	310	309.37	36.22
64	3.15	315	309.13	35.98
65	3.20	320	308.88	35.73
66	3.25	325	308.64	35.49
67	3.30	330	308.41	35.26
68	3.35	335	308.17	35.02
69	3.40	340	307.93	34.78
70	3.45	345	307.70	34.55
71	3.50	350	307.47	34.32
72	3.55	355	307.24	34.09
73	3.60	360	307.01	33.86
74	3.65	365	306.78	33.63
75	3.70	370	306.55	33.40
76	3.75	375	306.33	33.18
77	3.80	380	306.11	32.96
78	3.85	385	305.89	32.74
79	3.90	390	305.67	32.52
80	3.95	395	305.45	32.30
81	4.00	400	305.23	32.08
82	4.05	405	305.02	31.87
83	4.10	410	304.80	31.65
84	4.15	415	304.59	31.44
85	4.20	420	304.38	31.23
86	4.25	425	304.17	31.02
87	4.30	430	303.96	30.81
88	4.35	435	303.75	30.60
89	4.40	440	303.55	30.40
90	4.45	445	303.34	30.19

137	6.80	680	295.15	22.00
138	6.85	685	295.00	21.85
139	6.90	690	294.85	21.70
140	6.95	695	294.71	21.56
141	7.00	700	294.56	21.41
142	7.05	705	294.42	21.27
143	7.10	710	294.28	21.13
144	7.15	715	294.13	20.98
145	7.20	720	293.99	20.84
146	7.25	725	293.85	20.70
147	7.30	730	293.71	20.56
148	7.35	735	293.58	20.43
149	7.40	740	293.44	20.29
150	7.45	745	293.30	20.15
151	7.50	750	293.17	20.02
152	7.55	755	293.03	19.88
153	7.60	760	292.90	19.75
154	7.65	765	292.77	19.62
155	7.70	770	292.64	19.49
156	7.75	775	292.50	19.35
157	7.80	780	292.37	19.22
158	7.85	785	292.25	19.10
159	7.90	790	292.12	18.97
160	7.95	795	291.99	18.84
161	8.00	800	291.86	18.71
162	8.05	805	291.74	18.59
163	8.10	810	291.61	18.46
164	8.15	815	291.49	18.34
165	8.20	820	291.37	18.22
166	8.25	825	291.24	18.09
167	8.30	830	291.12	17.97
168	8.35	835	291.00	17.85
169	8.40	840	290.88	17.73
170	8.45	845	290.76	17.61
171	8.50	850	290.64	17.49
172	8.55	855	290.53	17.38
173	8.60	860	290.41	17.26
174	8.65	865	290.29	17.14
175	8.70	870	290.18	17.03
176	8.75	875	290.06	16.91
177	8.80	880	289.95	16.80
178	8.85	885	289.84	16.69
179	8.90	890	289.73	16.58
180	8.95	895	289.61	16.46
181	9.00	900	289.50	16.35



**APENDICE B. Simulación,  $B_i < 0.1$  y calor específico de la pasta pura de cacao.**

N°	L		T	
	m	cm	K	°C
1	0.00	0	328.15	55.00
2	0.05	5	327.83	54.68
3	0.10	10	327.52	54.37
4	0.15	15	327.20	54.05
5	0.20	20	326.89	53.74
6	0.25	25	326.58	53.43
7	0.30	30	326.27	53.12
8	0.35	35	325.97	52.82
9	0.40	40	325.66	52.51
10	0.45	45	325.36	52.21
11	0.50	50	325.06	51.91
12	0.55	55	324.76	51.61
13	0.60	60	324.46	51.31
14	0.65	65	324.17	51.02
15	0.70	70	323.87	50.72
16	0.75	75	323.58	50.43
17	0.80	80	323.29	50.14
18	0.85	85	323.00	49.85
19	0.90	90	322.71	49.56
20	0.95	95	322.43	49.28
21	1.00	100	322.14	48.99
22	1.05	105	321.86	48.71
23	1.10	110	321.58	48.43
24	1.15	115	321.30	48.15
25	1.20	120	321.02	47.87
26	1.25	125	320.75	47.60
27	1.30	130	320.47	47.32
28	1.35	135	320.20	47.05
29	1.40	140	319.93	46.78
30	1.45	145	319.66	46.51
31	1.50	150	319.39	46.24
32	1.55	155	319.12	45.97
33	1.60	160	318.86	45.71
34	1.65	165	318.59	45.44
35	1.70	170	318.33	45.18
36	1.75	175	318.07	44.92
37	1.80	180	317.81	44.66
38	1.85	185	317.55	44.40
39	1.90	190	317.30	44.15
40	1.95	195	317.04	43.89
41	2.00	200	316.79	43.64
42	2.05	205	316.54	43.39
43	2.10	210	316.29	43.14
44	2.15	215	316.04	42.89
45	2.20	220	315.79	42.64

N°	m	cm	K	°C
91	4.5	450	305.83	32.68
92	4.55	455	305.64	32.49
93	4.60	460	305.46	32.31
94	4.65	465	305.27	32.12
95	4.70	470	305.08	31.93
96	4.75	475	304.90	31.75
97	4.80	480	304.72	31.57
98	4.85	485	304.53	31.38
99	4.90	490	304.35	31.20
100	4.95	495	304.17	31.02
101	5.00	500	303.99	30.84
102	5.05	505	303.82	30.67
103	5.10	510	303.64	30.49
104	5.15	515	303.46	30.31
105	5.20	520	303.29	30.14
106	5.25	525	303.12	29.97
107	5.30	530	302.94	29.79
108	5.35	535	302.77	29.62
109	5.40	540	302.60	29.45
110	5.45	545	302.43	29.28
111	5.50	550	302.26	29.11
112	5.55	555	302.09	28.94
113	5.60	560	301.93	28.78
114	5.65	565	301.76	28.61
115	5.70	570	301.60	28.45
116	5.75	575	301.43	28.28
117	5.80	580	301.27	28.12
118	5.85	585	301.11	27.96
119	5.90	590	300.95	27.80
120	5.95	595	300.78	27.63
121	6.00	600	300.63	27.48
122	6.05	605	300.47	27.32
123	6.10	610	300.31	27.16
124	6.15	615	300.15	27.00
125	6.20	620	300.00	26.85
126	6.25	625	299.84	26.69
127	6.30	630	299.69	26.54
128	6.35	635	299.54	26.39
129	6.40	640	299.38	26.23
130	6.45	645	299.23	26.08
131	6.50	650	299.08	25.93
132	6.55	655	298.93	25.78
133	6.60	660	298.78	25.63
134	6.65	665	298.64	25.49
135	6.70	670	298.49	25.34
136	6.75	675	298.34	25.19

46	2.25	225	315.55	42.40
47	2.30	230	315.30	42.15
48	2.35	235	315.06	41.91
49	2.40	240	314.82	41.67
50	2.45	245	314.58	41.43
51	2.50	250	314.34	41.19
52	2.55	255	314.10	40.95
53	2.60	260	313.86	40.71
54	2.65	265	313.63	40.48
55	2.70	270	313.40	40.25
56	2.75	275	313.16	40.01
57	2.80	280	312.93	39.78
58	2.85	285	312.70	39.55
59	2.90	290	312.48	39.33
60	2.95	295	312.25	39.10
61	3.00	300	312.02	38.87
62	3.05	305	311.80	38.65
63	3.10	310	311.58	38.43
64	3.15	315	311.35	38.20
65	3.20	320	311.13	37.98
66	3.25	325	310.92	37.77
67	3.30	330	310.70	37.55
68	3.35	335	310.48	37.33
69	3.40	340	310.27	37.12
70	3.45	345	310.05	36.90
71	3.50	350	309.84	36.69
72	3.55	355	309.63	36.48
73	3.60	360	309.42	36.27
74	3.65	365	309.21	36.06
75	3.70	370	309.00	35.85
76	3.75	375	308.79	35.64
77	3.80	380	308.59	35.44
78	3.85	385	308.38	35.23
79	3.90	390	308.18	35.03
80	3.95	395	307.98	34.83
81	4.00	400	307.78	34.63
82	4.05	405	307.58	34.43
83	4.10	410	307.38	34.23
84	4.15	415	307.18	34.03
85	4.20	420	306.99	33.84
86	4.25	425	306.79	33.64
87	4.30	430	306.60	33.45
88	4.35	435	306.40	33.25
89	4.40	440	306.21	33.06
90	4.45	445	306.02	32.87

137	6.80	680	298.20	25.05
138	6.85	685	298.05	24.90
139	6.90	690	297.91	24.76
140	6.95	695	297.77	24.62
141	7.00	700	297.62	24.47
142	7.05	705	297.48	24.33
143	7.10	710	297.34	24.19
144	7.15	715	297.20	24.05
145	7.20	720	297.06	23.91
146	7.25	725	296.93	23.78
147	7.30	730	296.79	23.64
148	7.35	735	296.65	23.50
149	7.40	740	296.52	23.37
150	7.45	745	296.38	23.23
151	7.50	750	296.25	23.10
152	7.55	755	296.12	22.97
153	7.60	760	295.98	22.83
154	7.65	765	295.85	22.70
155	7.70	770	295.72	22.57
156	7.75	775	295.59	22.44
157	7.80	780	295.46	22.31
158	7.85	785	295.33	22.18
159	7.90	790	295.20	22.05
160	7.95	795	295.08	21.93
161	8.00	800	294.95	21.80
162	8.05	805	294.83	21.68
163	8.10	810	294.70	21.55
164	8.15	815	294.58	21.43
165	8.20	820	294.45	21.30
166	8.25	825	294.33	21.18
167	8.30	830	294.21	21.06
168	8.35	835	294.09	20.94
169	8.40	840	293.97	20.82
170	8.45	845	293.85	20.70
171	8.50	850	293.73	20.58
172	8.55	855	293.61	20.46
173	8.60	860	293.49	20.34
174	8.65	865	293.37	20.22
175	8.70	870	293.26	20.11
176	8.75	875	293.14	19.99
177	8.80	880	293.02	19.87
178	8.85	885	292.91	19.76
179	8.90	890	292.80	19.65
180	8.95	895	292.68	19.53
181	9.00	900	292.57	19.42

**APENDICE C. Simulación,  $Bi < 0.1$ , calor latente de solidificación y calor específico del licor de cacao.**

N°	L		T	
	m	cm	K	°C
1	0.00	0.00	328.15	55.00
2	0.05	5.00	327.96	54.81
3	0.10	10.00	327.78	54.63
4	0.15	15.00	327.60	54.45
5	0.20	20.00	327.42	54.27
6	0.25	25.00	327.24	54.09
7	0.30	30.00	327.06	53.91
8	0.35	35.00	326.88	53.73
9	0.40	40.00	326.70	53.55
10	0.45	45.00	326.53	53.38
11	0.50	50.00	326.35	53.20
12	0.55	55.00	326.18	53.03
13	0.60	60.00	326.01	52.86
14	0.65	65.00	325.84	52.69
15	0.70	70.00	325.67	52.52
16	0.75	75.00	325.50	52.35
17	0.80	80.00	325.33	52.18
18	0.85	85.00	325.17	52.02
19	0.90	90.00	325.00	51.85
20	0.95	95.00	324.84	51.69
21	1.00	100.00	324.68	51.53
22	1.05	105.00	324.51	51.36
23	1.10	110.00	324.35	51.20
24	1.15	115.00	324.19	51.04
25	1.20	120.00	324.04	50.89
26	1.25	125.00	323.88	50.73
27	1.30	130.00	323.72	50.57
28	1.35	135.00	323.57	50.42
29	1.40	140.00	323.41	50.26
30	1.45	145.00	323.26	50.11
31	1.50	150.00	323.11	49.96
32	1.55	155.00	322.95	49.80
33	1.60	160.00	322.80	49.65
34	1.65	165.00	322.66	49.51
35	1.70	170.00	322.51	49.36
36	1.75	175.00	322.36	49.21
37	1.80	180.00	322.21	49.06
38	1.85	185.00	322.07	48.92
39	1.90	190.00	321.92	48.77
40	1.95	195.00	321.78	48.63
41	2.00	200.00	321.64	48.49
42	2.05	205.00	321.50	48.35
43	2.10	210.00	321.36	48.21
44	2.15	215.00	321.22	48.07
45	2.20	220.00	321.08	47.93

N°	m	cm	K	°C
91	4.5	450	315.62	42.47
92	4.55	455.00	315.52	42.37
93	4.60	460.00	315.42	42.27
94	4.65	465.00	315.32	42.17
95	4.70	470.00	315.22	42.07
96	4.75	475.00	315.12	41.97
97	4.80	480.00	315.02	41.87
98	4.85	485.00	314.93	41.78
99	4.90	490.00	314.83	41.68
100	4.95	495.00	314.73	41.58
101	5.00	500.00	314.64	41.49
102	5.05	505.00	314.55	41.40
103	5.10	510.00	314.45	41.30
104	5.15	515.00	314.36	41.21
105	5.20	520.00	314.27	41.12
106	5.25	525.00	314.17	41.02
107	5.30	530.00	314.08	40.93
108	5.35	535.00	313.99	40.84
109	5.40	540.00	313.90	40.75
110	5.45	545.00	313.81	40.66
111	5.50	550.00	313.72	40.57
112	5.55	555.00	313.64	40.49
113	5.60	560.00	313.55	40.40
114	5.65	565.00	313.46	40.31
115	5.70	570.00	313.38	40.23
116	5.75	575.00	313.29	40.14
117	5.80	580.00	313.20	40.05
118	5.85	585.00	313.12	39.97
119	5.90	590.00	313.04	39.89
120	5.95	595.00	312.95	39.80
121	6.00	600.00	312.87	39.72
122	6.05	605.00	312.79	39.64
123	6.10	610.00	312.70	39.55
124	6.15	615.00	312.62	39.47
125	6.20	620.00	312.54	39.39
126	6.25	625.00	312.46	39.31
127	6.30	630.00	312.38	39.23
128	6.35	635.00	312.30	39.15
129	6.40	640.00	312.22	39.07
130	6.45	645.00	312.15	39.00
131	6.50	650.00	312.07	38.92
132	6.55	655.00	311.99	38.84
133	6.60	660.00	311.91	38.76
134	6.65	665.00	311.84	38.69
135	6.70	670.00	311.76	38.61
136	6.75	675.00	311.69	38.54

46	2.25	225.00	320.94	47.79
47	2.30	230.00	320.81	47.66
48	2.35	235.00	320.67	47.52
49	2.40	240.00	320.53	47.38
50	2.45	245.00	320.40	47.25
51	2.50	250.00	320.27	47.12
52	2.55	255.00	320.14	46.99
53	2.60	260.00	320.00	46.85
54	2.65	265.00	319.87	46.72
55	2.70	270.00	319.74	46.59
56	2.75	275.00	319.62	46.47
57	2.80	280.00	319.49	46.34
58	2.85	285.00	319.36	46.21
59	2.90	290.00	319.23	46.08
60	2.95	295.00	319.11	45.96
61	3.00	300.00	318.99	45.84
62	3.05	305.00	318.86	45.71
63	3.10	310.00	318.74	45.59
64	3.15	315.00	318.62	45.47
65	3.20	320.00	318.50	45.35
66	3.25	325.00	318.38	45.23
67	3.30	330.00	318.26	45.11
68	3.35	335.00	318.14	44.99
69	3.40	340.00	318.02	44.87
70	3.45	345.00	317.90	44.75
71	3.50	350.00	317.79	44.64
72	3.55	355.00	317.67	44.52
73	3.60	360.00	317.56	44.41
74	3.65	365.00	317.44	44.29
75	3.70	370.00	317.33	44.18
76	3.75	375.00	317.22	44.07
77	3.80	380.00	317.11	43.96
78	3.85	385.00	316.99	43.84
79	3.90	390.00	316.88	43.73
80	3.95	395.00	316.78	43.63
81	4.00	400.00	316.67	43.52
82	4.05	405.00	316.56	43.41
83	4.10	410.00	316.45	43.30
84	4.15	415.00	316.34	43.19
85	4.20	420.00	316.24	43.09
86	4.25	425.00	316.13	42.98
87	4.30	430.00	316.03	42.88
88	4.35	435.00	315.93	42.78
89	4.40	440.00	315.82	42.67
90	4.45	445.00	315.72	42.57

137	6.80	680.00	311.61	38.46
138	6.85	685.00	311.54	38.39
139	6.90	690.00	311.47	38.32
140	6.95	695.00	311.39	38.24
141	7.00	700.00	311.32	38.17
142	7.05	705.00	311.25	38.10
143	7.10	710.00	311.18	38.03
144	7.15	715.00	311.11	37.96
145	7.20	720.00	311.04	37.89
146	7.25	725.00	310.97	37.82
147	7.30	730.00	310.90	37.75
148	7.35	735.00	310.83	37.68
149	7.40	740.00	310.76	37.61
150	7.45	745.00	310.69	37.54
151	7.50	750.00	310.62	37.47
152	7.55	755.00	310.55	37.40
153	7.60	760.00	310.49	37.34
154	7.65	765.00	310.42	37.27
155	7.70	770.00	310.35	37.20
156	7.75	775.00	310.29	37.14
157	7.80	780.00	310.22	37.07
158	7.85	785.00	310.16	37.01
159	7.90	790.00	310.10	36.95
160	7.95	795.00	310.03	36.88
161	8.00	800.00	309.97	36.82
162	8.05	805.00	309.90	36.75
163	8.10	810.00	309.84	36.69
164	8.15	815.00	309.78	36.63
165	8.20	820.00	309.72	36.57
166	8.25	825.00	309.66	36.51
167	8.30	830.00	309.60	36.45
168	8.35	835.00	309.54	36.39
169	8.40	840.00	309.48	36.33
170	8.45	845.00	309.42	36.27
171	8.50	850.00	309.36	36.21
172	8.55	855.00	309.30	36.15
173	8.60	860.00	309.24	36.09
174	8.65	865.00	309.18	36.03
175	8.70	870.00	309.12	35.97
176	8.75	875.00	309.07	35.92
177	8.80	880.00	309.01	35.86
178	8.85	885.00	308.95	35.80
179	8.90	890.00	308.90	35.75
180	8.95	895.00	308.84	35.69
181	9.00	900.00	308.79	35.64

**APENDICE D. Simulación,  $Bi < 0.1$ , calor latente de solidificación y calor específico de la pasta pura de cacao.**

N°	L		T	
	m	cm	K	°C
1	0.00	0.00	328.15	55.00
2	0.05	5.00	327.99	54.84
3	0.10	10.00	327.83	54.68
4	0.15	15.00	327.68	54.53
5	0.20	20.00	327.52	54.37
6	0.25	25.00	327.36	54.21
7	0.30	30.00	327.21	54.06
8	0.35	35.00	327.06	53.91
9	0.40	40.00	326.90	53.75
10	0.45	45.00	326.75	53.60
11	0.50	50.00	326.60	53.45
12	0.55	55.00	326.45	53.30
13	0.60	60.00	326.30	53.15
14	0.65	65.00	326.15	53.00
15	0.70	70.00	326.01	52.86
16	0.75	75.00	325.86	52.71
17	0.80	80.00	325.71	52.56
18	0.85	85.00	325.57	52.42
19	0.90	90.00	325.43	52.28
20	0.95	95.00	325.28	52.13
21	1.00	100.00	325.14	51.99
22	1.05	105.00	325.00	51.85
23	1.10	110.00	324.86	51.71
24	1.15	115.00	324.72	51.57
25	1.20	120.00	324.58	51.43
26	1.25	125.00	324.44	51.29
27	1.30	130.00	324.30	51.15
28	1.35	135.00	324.17	51.02
29	1.40	140.00	324.03	50.88
30	1.45	145.00	323.89	50.74
31	1.50	150.00	323.76	50.61
32	1.55	155.00	323.63	50.48
33	1.60	160.00	323.49	50.34
34	1.65	165.00	323.36	50.21
35	1.70	170.00	323.23	50.08
36	1.75	175.00	323.10	49.95
37	1.80	180.00	322.97	49.82
38	1.85	185.00	322.84	49.69
39	1.90	190.00	322.71	49.56
40	1.95	195.00	322.59	49.44
41	2.00	200.00	322.46	49.31
42	2.05	205.00	322.33	49.18
43	2.10	210.00	322.21	49.06
44	2.15	215.00	322.08	48.93
45	2.20	220.00	321.96	48.81

N°	m	cm	K	°C
91	4.5	450	316.97	43.82
92	4.55	455.00	316.87	43.72
93	4.60	460.00	316.78	43.63
94	4.65	465.00	316.69	43.54
95	4.70	470.00	316.59	43.44
96	4.75	475.00	316.50	43.35
97	4.80	480.00	316.41	43.26
98	4.85	485.00	316.32	43.17
99	4.90	490.00	316.23	43.08
100	4.95	495.00	316.14	42.99
101	5.00	500.00	316.05	42.90
102	5.05	505.00	315.96	42.81
103	5.10	510.00	315.87	42.72
104	5.15	515.00	315.78	42.63
105	5.20	520.00	315.69	42.54
106	5.25	525.00	315.61	42.46
107	5.30	530.00	315.52	42.37
108	5.35	535.00	315.43	42.28
109	5.40	540.00	315.35	42.20
110	5.45	545.00	315.26	42.11
111	5.50	550.00	315.18	42.03
112	5.55	555.00	315.09	41.94
113	5.60	560.00	315.01	41.86
114	5.65	565.00	314.93	41.78
115	5.70	570.00	314.84	41.69
116	5.75	575.00	314.76	41.61
117	5.80	580.00	314.68	41.53
118	5.85	585.00	314.60	41.45
119	5.90	590.00	314.52	41.37
120	5.95	595.00	314.44	41.29
121	6.00	600.00	314.36	41.21
122	6.05	605.00	314.28	41.13
123	6.10	610.00	314.20	41.05
124	6.15	615.00	314.12	40.97
125	6.20	620.00	314.04	40.89
126	6.25	625.00	313.97	40.82
127	6.30	630.00	313.89	40.74
128	6.35	635.00	313.81	40.66
129	6.40	640.00	313.74	40.59
130	6.45	645.00	313.66	40.51
131	6.50	650.00	313.58	40.43
132	6.55	655.00	313.51	40.36
133	6.60	660.00	313.44	40.29
134	6.65	665.00	313.36	40.21
135	6.70	670.00	313.29	40.14
136	6.75	675.00	313.21	40.06

46	2.25	225.00	321.83	48.68
47	2.30	230.00	321.71	48.56
48	2.35	235.00	321.59	48.44
49	2.40	240.00	321.47	48.32
50	2.45	245.00	321.35	48.20
51	2.50	250.00	321.23	48.08
52	2.55	255.00	321.11	47.96
53	2.60	260.00	320.99	47.84
54	2.65	265.00	320.87	47.72
55	2.70	270.00	320.76	47.61
56	2.75	275.00	320.64	47.49
57	2.80	280.00	320.53	47.38
58	2.85	285.00	320.41	47.26
59	2.90	290.00	320.30	47.15
60	2.95	295.00	320.18	47.03
61	3.00	300.00	320.07	46.92
62	3.05	305.00	319.96	46.81
63	3.10	310.00	319.85	46.70
64	3.15	315.00	319.73	46.58
65	3.20	320.00	319.62	46.47
66	3.25	325.00	319.51	46.36
67	3.30	330.00	319.41	46.26
68	3.35	335.00	319.30	46.15
69	3.40	340.00	319.19	46.04
70	3.45	345.00	319.08	45.93
71	3.50	350.00	318.98	45.83
72	3.55	355.00	318.87	45.72
73	3.60	360.00	318.76	45.61
74	3.65	365.00	318.66	45.51
75	3.70	370.00	318.55	45.40
76	3.75	375.00	318.45	45.30
77	3.80	380.00	318.35	45.20
78	3.85	385.00	318.25	45.10
79	3.90	390.00	318.14	44.99
80	3.95	395.00	318.04	44.89
81	4.00	400.00	317.94	44.79
82	4.05	405.00	317.84	44.69
83	4.10	410.00	317.74	44.59
84	4.15	415.00	317.64	44.49
85	4.20	420.00	317.55	44.40
86	4.25	425.00	317.45	44.30
87	4.30	430.00	317.35	44.20
88	4.35	435.00	317.25	44.10
89	4.40	440.00	317.16	44.01
90	4.45	445.00	317.06	43.91

137	6.80	680.00	313.14	39.99
138	6.85	685.00	313.07	39.92
139	6.90	690.00	313.00	39.85
140	6.95	695.00	312.93	39.78
141	7.00	700.00	312.85	39.70
142	7.05	705.00	312.78	39.63
143	7.10	710.00	312.71	39.56
144	7.15	715.00	312.64	39.49
145	7.20	720.00	312.57	39.42
146	7.25	725.00	312.51	39.36
147	7.30	730.00	312.44	39.29
148	7.35	735.00	312.37	39.22
149	7.40	740.00	312.30	39.15
150	7.45	745.00	312.23	39.08
151	7.50	750.00	312.17	39.02
152	7.55	755.00	312.10	38.95
153	7.60	760.00	312.03	38.88
154	7.65	765.00	311.97	38.82
155	7.70	770.00	311.90	38.75
156	7.75	775.00	311.84	38.69
157	7.80	780.00	311.77	38.62
158	7.85	785.00	311.71	38.56
159	7.90	790.00	311.64	38.49
160	7.95	795.00	311.58	38.43
161	8.00	800.00	311.52	38.37
162	8.05	805.00	311.45	38.30
163	8.10	810.00	311.39	38.24
164	8.15	815.00	311.33	38.18
165	8.20	820.00	311.27	38.12
166	8.25	825.00	311.20	38.05
167	8.30	830.00	311.14	37.99
168	8.35	835.00	311.08	37.93
169	8.40	840.00	311.02	37.87
170	8.45	845.00	310.96	37.81
171	8.50	850.00	310.90	37.75
172	8.55	855.00	310.84	37.69
173	8.60	860.00	310.78	37.63
174	8.65	865.00	310.72	37.57
175	8.70	870.00	310.67	37.52
176	8.75	875.00	310.61	37.46
177	8.80	880.00	310.55	37.40
178	8.85	885.00	310.49	37.34
179	8.90	890.00	310.44	37.29
180	8.95	895.00	310.38	37.23
181	9.00	900.00	310.32	37.17

**APENDICE E. Simulación,  $Bi > 0.1$  para el plano medio de la pasta pura de cacao ( $x^* = 0$ ).**

N°	L		T	
	m	cm	°K	°C
1	0.00	0.00	330.14	56.99
2	0.05	5.00	330.08	56.93
3	0.10	10.00	330.02	56.87
4	0.15	15.00	329.96	56.81
5	0.20	20.00	329.89	56.74
6	0.25	25.00	329.83	56.68
7	0.30	30.00	329.77	56.62
8	0.35	35.00	329.71	56.56
9	0.40	40.00	329.65	56.50
10	0.45	45.00	329.59	56.44
11	0.50	50.00	329.53	56.38
12	0.55	55.00	329.46	56.31
13	0.60	60.00	329.40	56.25
14	0.65	65.00	329.34	56.19
15	0.70	70.00	329.28	56.13
16	0.75	75.00	329.22	56.07
17	0.80	80.00	329.16	56.01
18	0.85	85.00	329.10	55.95
19	0.90	90.00	329.04	55.89
20	0.95	95.00	328.98	55.83
21	1.00	100.00	328.92	55.77
22	1.05	105.00	328.86	55.71
23	1.10	110.00	328.80	55.65
24	1.15	115.00	328.74	55.59
25	1.20	120.00	328.68	55.53
26	1.25	125.00	328.62	55.47
27	1.30	130.00	328.56	55.41
28	1.35	135.00	328.50	55.35
29	1.40	140.00	328.44	55.29
30	1.45	145.00	328.38	55.23
31	1.50	150.00	328.32	55.17
32	1.55	155.00	328.26	55.11
33	1.60	160.00	328.20	55.05
34	1.65	165.00	328.14	54.99
35	1.70	170.00	328.08	54.93
36	1.75	175.00	328.02	54.87
37	1.80	180.00	327.96	54.81
38	1.85	185.00	327.90	54.75
39	1.90	190.00	327.84	54.69
40	1.95	195.00	327.78	54.63
41	2.00	200.00	327.72	54.57
42	2.05	205.00	327.66	54.51
43	2.10	210.00	327.60	54.45
44	2.15	215.00	327.54	54.39
45	2.20	220.00	327.48	54.33

N°	m	cm	°K	°C
91	4.50	450.00	324.84	51.69
92	4.55	455.00	324.78	51.63
93	4.60	460.00	324.73	51.58
94	4.65	465.00	324.67	51.52
95	4.70	470.00	324.62	51.47
96	4.75	475.00	324.56	51.41
97	4.80	480.00	324.50	51.35
98	4.85	485.00	324.45	51.30
99	4.90	490.00	324.39	51.24
100	4.95	495.00	324.34	51.19
101	5.00	500.00	324.28	51.13
102	5.05	505.00	324.23	51.08
103	5.10	510.00	324.17	51.02
104	5.15	515.00	324.11	50.96
105	5.20	520.00	324.06	50.91
106	5.25	525.00	324.00	50.85
107	5.30	530.00	323.95	50.80
108	5.35	535.00	323.89	50.74
109	5.40	540.00	323.84	50.69
110	5.45	545.00	323.78	50.63
111	5.50	550.00	323.73	50.58
112	5.55	555.00	323.67	50.52
113	5.60	560.00	323.62	50.47
114	5.65	565.00	323.56	50.41
115	5.70	570.00	323.51	50.36
116	5.75	575.00	323.46	50.31
117	5.80	580.00	323.40	50.25
118	5.85	585.00	323.35	50.20
119	5.90	590.00	323.29	50.14
120	5.95	595.00	323.24	50.09
121	6.00	600.00	323.18	50.03
122	6.05	605.00	323.13	49.98
123	6.10	610.00	323.08	49.93
124	6.15	615.00	323.02	49.87
125	6.20	620.00	322.97	49.82
126	6.25	625.00	322.91	49.76
127	6.30	630.00	322.86	49.71
128	6.35	635.00	322.80	49.65
129	6.40	640.00	322.75	49.60
130	6.45	645.00	322.70	49.55
131	6.50	650.00	322.64	49.49
132	6.55	655.00	322.59	49.44
133	6.60	660.00	322.54	49.39
134	6.65	665.00	322.48	49.33
135	6.70	670.00	322.43	49.28
136	6.75	675.00	322.38	49.23

46	2.25	225.00	327.43	54.28
47	2.30	230.00	327.37	54.22
48	2.35	235.00	327.31	54.16
49	2.40	240.00	327.25	54.10
50	2.45	245.00	327.19	54.04
51	2.50	250.00	327.13	53.98
52	2.55	255.00	327.07	53.92
53	2.60	260.00	327.01	53.86
54	2.65	265.00	326.96	53.81
55	2.70	270.00	326.90	53.75
56	2.75	275.00	326.84	53.69
57	2.80	280.00	326.78	53.63
58	2.85	285.00	326.72	53.57
59	2.90	290.00	326.67	53.52
60	2.95	295.00	326.61	53.46
61	3.00	300.00	326.55	53.40
62	3.05	305.00	326.49	53.34
63	3.10	310.00	326.43	53.28
64	3.15	315.00	326.38	53.23
65	3.20	320.00	326.32	53.17
66	3.25	325.00	326.26	53.11
67	3.30	330.00	326.20	53.05
68	3.35	335.00	326.15	53.00
69	3.40	340.00	326.09	52.94
70	3.45	345.00	326.03	52.88
71	3.50	350.00	325.97	52.82
72	3.55	355.00	325.92	52.77
73	3.60	360.00	325.86	52.71
74	3.65	365.00	325.80	52.65
75	3.70	370.00	325.74	52.59
76	3.75	375.00	325.69	52.54
77	3.80	380.00	325.63	52.48
78	3.85	385.00	325.57	52.42
79	3.90	390.00	325.52	52.37
80	3.95	395.00	325.46	52.31
81	4.00	400.00	325.40	52.25
82	4.05	405.00	325.35	52.20
83	4.10	410.00	325.29	52.14
84	4.15	415.00	325.23	52.08
85	4.20	420.00	325.18	52.03
86	4.25	425.00	325.12	51.97
87	4.30	430.00	325.06	51.91
88	4.35	435.00	325.01	51.86
89	4.40	440.00	324.95	51.80
90	4.45	445.00	324.90	51.75

137	6.80	680.00	322.32	49.17
138	6.85	685.00	322.27	49.12
139	6.90	690.00	322.22	49.07
140	6.95	695.00	322.16	49.01
141	7.00	700.00	322.11	48.96
142	7.05	705.00	322.06	48.91
143	7.10	710.00	322.00	48.85
144	7.15	715.00	321.95	48.80
145	7.20	720.00	321.90	48.75
146	7.25	725.00	321.84	48.69
147	7.30	730.00	321.79	48.64
148	7.35	735.00	321.74	48.59
149	7.40	740.00	321.69	48.54
150	7.45	745.00	321.63	48.48
151	7.50	750.00	321.58	48.43
152	7.55	755.00	321.53	48.38
153	7.60	760.00	321.48	48.33
154	7.65	765.00	321.42	48.27
155	7.70	770.00	321.37	48.22
156	7.75	775.00	321.32	48.17
157	7.80	780.00	321.27	48.12
158	7.85	785.00	321.21	48.06
159	7.90	790.00	321.16	48.01
160	7.95	795.00	321.11	47.96
161	8.00	800.00	321.06	47.91
162	8.05	805.00	321.01	47.86
163	8.10	810.00	320.95	47.80
164	8.15	815.00	320.90	47.75
165	8.20	820.00	320.85	47.70
166	8.25	825.00	320.80	47.65
167	8.30	830.00	320.75	47.60
168	8.35	835.00	320.70	47.55
169	8.40	840.00	320.64	47.49
170	8.45	845.00	320.59	47.44
171	8.50	850.00	320.54	47.39
172	8.55	855.00	320.49	47.34
173	8.60	860.00	320.44	47.29
174	8.65	865.00	320.39	47.24
175	8.70	870.00	320.34	47.19
176	8.75	875.00	320.29	47.14
177	8.80	880.00	320.23	47.08
178	8.85	885.00	320.18	47.03
179	8.90	890.00	320.13	46.98
180	8.95	895.00	320.08	46.93
181	9.00	900.00	320.03	46.88



**APENDICE F. Simulación,  $Bi > 0.1$  para la superficie de la pasta pura de cacao**

$(x^* = 1)$ .

N°	L		T	
	m	cm	°K	°C
1	0.00	0.00	302.19	29.04
2	0.05	5.00	302.16	29.01
3	0.10	10.00	302.12	28.97
4	0.15	15.00	302.09	28.94
5	0.20	20.00	302.06	28.91
6	0.25	25.00	302.03	28.88
7	0.30	30.00	302.00	28.85
8	0.35	35.00	301.97	28.82
9	0.40	40.00	301.94	28.79
10	0.45	45.00	301.90	28.75
11	0.50	50.00	301.87	28.72
12	0.55	55.00	301.84	28.69
13	0.60	60.00	301.81	28.66
14	0.65	65.00	301.78	28.63
15	0.70	70.00	301.75	28.60
16	0.75	75.00	301.72	28.57
17	0.80	80.00	301.69	28.54
18	0.85	85.00	301.66	28.51
19	0.90	90.00	301.62	28.47
20	0.95	95.00	301.59	28.44
21	1.00	100.00	301.56	28.41
22	1.05	105.00	301.53	28.38
23	1.10	110.00	301.50	28.35
24	1.15	115.00	301.47	28.32
25	1.20	120.00	301.44	28.29
26	1.25	125.00	301.41	28.26
27	1.30	130.00	301.38	28.23
28	1.35	135.00	301.35	28.20
29	1.40	140.00	301.32	28.17
30	1.45	145.00	301.29	28.14
31	1.50	150.00	301.26	28.11
32	1.55	155.00	301.23	28.08
33	1.60	160.00	301.20	28.05
34	1.65	165.00	301.17	28.02
35	1.70	170.00	301.13	27.98
36	1.75	175.00	301.10	27.95
37	1.80	180.00	301.07	27.92
38	1.85	185.00	301.04	27.89
39	1.90	190.00	301.01	27.86
40	1.95	195.00	300.98	27.83
41	2.00	200.00	300.95	27.80
42	2.05	205.00	300.92	27.77
43	2.10	210.00	300.89	27.74
44	2.15	215.00	300.86	27.71
45	2.20	220.00	300.83	27.68

N°	m	cm	°K	°C
91	4.50	450.00	299.49	26.34
92	4.55	455.00	299.46	26.31
93	4.60	460.00	299.43	26.28
94	4.65	465.00	299.40	26.25
95	4.70	470.00	299.37	26.22
96	4.75	475.00	299.34	26.19
97	4.80	480.00	299.31	26.16
98	4.85	485.00	299.29	26.14
99	4.90	490.00	299.26	26.11
100	4.95	495.00	299.23	26.08
101	5.00	500.00	299.20	26.05
102	5.05	505.00	299.17	26.02
103	5.10	510.00	299.14	25.99
104	5.15	515.00	299.12	25.97
105	5.20	520.00	299.09	25.94
106	5.25	525.00	299.06	25.91
107	5.30	530.00	299.03	25.88
108	5.35	535.00	299.00	25.85
109	5.40	540.00	298.98	25.83
110	5.45	545.00	298.95	25.80
111	5.50	550.00	298.92	25.77
112	5.55	555.00	298.89	25.74
113	5.60	560.00	298.86	25.71
114	5.65	565.00	298.84	25.69
115	5.70	570.00	298.81	25.66
116	5.75	575.00	298.78	25.63
117	5.80	580.00	298.75	25.60
118	5.85	585.00	298.72	25.57
119	5.90	590.00	298.70	25.55
120	5.95	595.00	298.67	25.52
121	6.00	600.00	298.64	25.49
122	6.05	605.00	298.61	25.46
123	6.10	610.00	298.59	25.44
124	6.15	615.00	298.56	25.41
125	6.20	620.00	298.53	25.38
126	6.25	625.00	298.50	25.35
127	6.30	630.00	298.48	25.33
128	6.35	635.00	298.45	25.30
129	6.40	640.00	298.42	25.27
130	6.45	645.00	298.39	25.24
131	6.50	650.00	298.37	25.22
132	6.55	655.00	298.34	25.19
133	6.60	660.00	298.31	25.16
134	6.65	665.00	298.28	25.13
135	6.70	670.00	298.26	25.11
136	6.75	675.00	298.23	25.08

46	2.25	225.00	300.80	27.65
47	2.30	230.00	300.77	27.62
48	2.35	235.00	300.74	27.59
49	2.40	240.00	300.71	27.56
50	2.45	245.00	300.68	27.53
51	2.50	250.00	300.65	27.50
52	2.55	255.00	300.62	27.47
53	2.60	260.00	300.59	27.44
54	2.65	265.00	300.56	27.41
55	2.70	270.00	300.53	27.38
56	2.75	275.00	300.50	27.35
57	2.80	280.00	300.47	27.32
58	2.85	285.00	300.45	27.30
59	2.90	290.00	300.42	27.27
60	2.95	295.00	300.39	27.24
61	3.00	300.00	300.36	27.21
62	3.05	305.00	300.33	27.18
63	3.10	310.00	300.30	27.15
64	3.15	315.00	300.27	27.12
65	3.20	320.00	300.24	27.09
66	3.25	325.00	300.21	27.06
67	3.30	330.00	300.18	27.03
68	3.35	335.00	300.15	27.00
69	3.40	340.00	300.12	26.97
70	3.45	345.00	300.09	26.94
71	3.50	350.00	300.06	26.91
72	3.55	355.00	300.03	26.88
73	3.60	360.00	300.00	26.85
74	3.65	365.00	299.98	26.83
75	3.70	370.00	299.95	26.80
76	3.75	375.00	299.92	26.77
77	3.80	380.00	299.89	26.74
78	3.85	385.00	299.86	26.71
79	3.90	390.00	299.83	26.68
80	3.95	395.00	299.80	26.65
81	4.00	400.00	299.77	26.62
82	4.05	405.00	299.74	26.59
83	4.10	410.00	299.71	26.56
84	4.15	415.00	299.69	26.54
85	4.20	420.00	299.66	26.51
86	4.25	425.00	299.63	26.48
87	4.30	430.00	299.60	26.45
88	4.35	435.00	299.57	26.42
89	4.40	440.00	299.54	26.39
90	4.45	445.00	299.51	26.36

137	6.80	680.00	298.20	25.05
138	6.85	685.00	298.18	25.03
139	6.90	690.00	298.15	25.00
140	6.95	695.00	298.12	24.97
141	7.00	700.00	298.09	24.94
142	7.05	705.00	298.07	24.92
143	7.10	710.00	298.04	24.89
144	7.15	715.00	298.01	24.86
145	7.20	720.00	297.99	24.84
146	7.25	725.00	297.96	24.81
147	7.30	730.00	297.93	24.78
148	7.35	735.00	297.91	24.76
149	7.40	740.00	297.88	24.73
150	7.45	745.00	297.85	24.70
151	7.50	750.00	297.83	24.68
152	7.55	755.00	297.80	24.65
153	7.60	760.00	297.77	24.62
154	7.65	765.00	297.75	24.60
155	7.70	770.00	297.72	24.57
156	7.75	775.00	297.69	24.54
157	7.80	780.00	297.67	24.52
158	7.85	785.00	297.64	24.49
159	7.90	790.00	297.61	24.46
160	7.95	795.00	297.59	24.44
161	8.00	800.00	297.56	24.41
162	8.05	805.00	297.53	24.38
163	8.10	810.00	297.51	24.36
164	8.15	815.00	297.48	24.33
165	8.20	820.00	297.45	24.30
166	8.25	825.00	297.43	24.28
167	8.30	830.00	297.40	24.25
168	8.35	835.00	297.37	24.22
169	8.40	840.00	297.35	24.20
170	8.45	845.00	297.32	24.17
171	8.50	850.00	297.30	24.15
172	8.55	855.00	297.27	24.12
173	8.60	860.00	297.24	24.09
174	8.65	865.00	297.22	24.07
175	8.70	870.00	297.19	24.04
176	8.75	875.00	297.17	24.02
177	8.80	880.00	297.14	23.99
178	8.85	885.00	297.11	23.96
179	8.90	890.00	297.09	23.94
180	8.95	895.00	297.06	23.91
181	9.00	900.00	297.04	23.89

## APENDICE G. Resultados de los parámetros reológicos

Figura G1. Parámetros reológicos para el licor de cacao a 40 °C

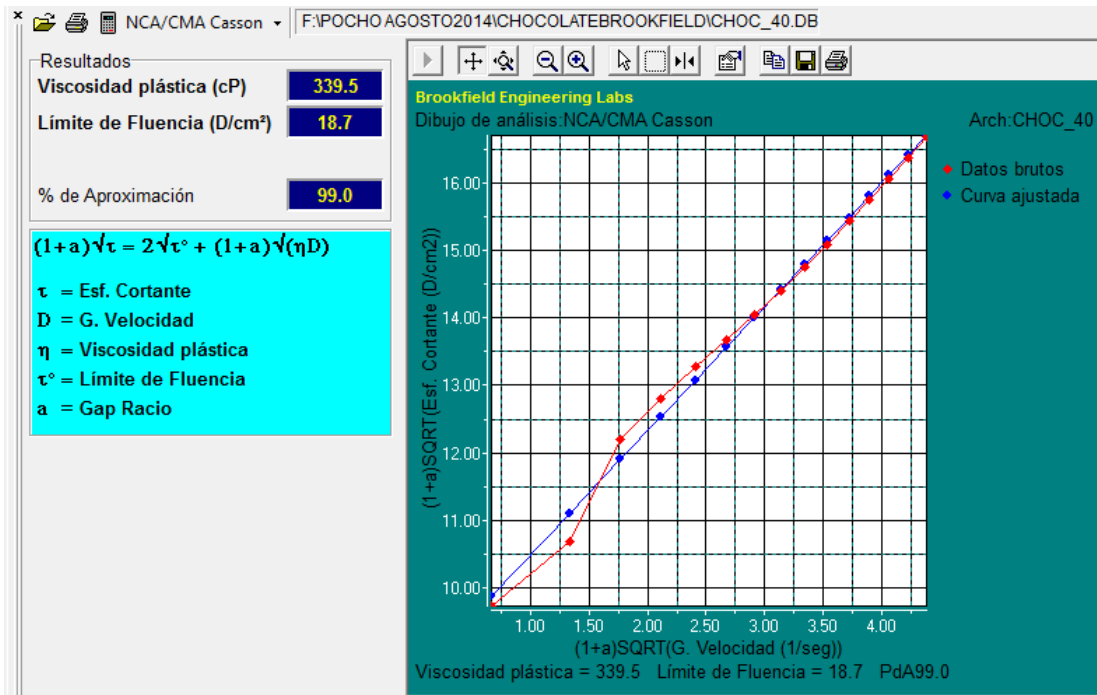
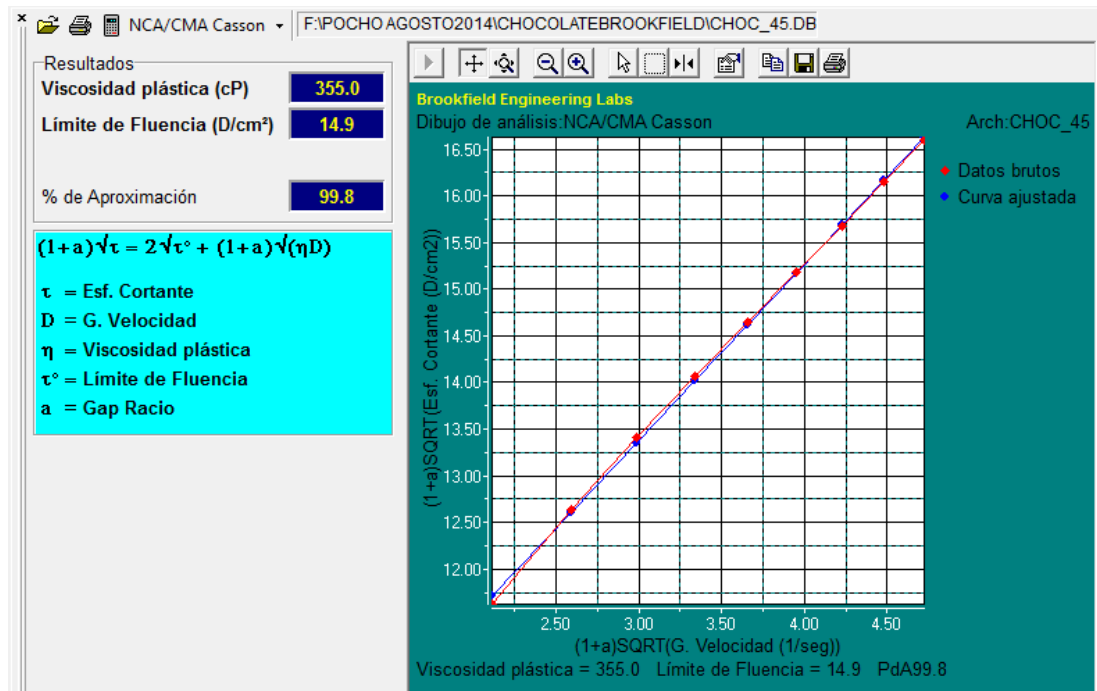


Figura G2. Parámetros reológicos para el licor de cacao a 45 °C



## APENDICE H. Fotografías

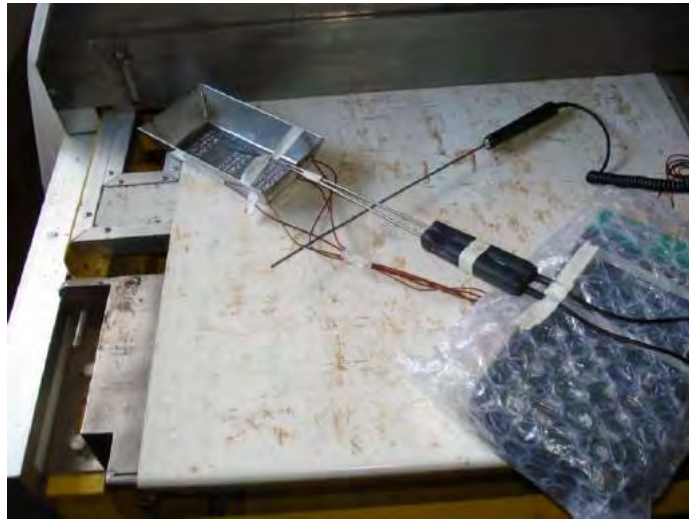
Foto H1. Multi-Input Thermometer Datalogger



Foto H2. Tomando medidas al envase para ubicar terminales del termómetro



**Foto H3. Sistema Túnel / envase / termómetro**



**Foto H4. Empezando con las pruebas experimentales  
Sistema túnel /termómetro/envase con licor de cacao**



**Foto H5. Producto final al término de la prueba**



**Foto H6: Desmoldando producto final**



**Foto H7: Mostrando producto final**



**Foto H8: Producto final**

