



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE
UN PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA
KETCHUP EN UNA FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA**

Juan Pablo Samaniego Duarte

Asesorado por el Ing. Ronal Adolfo Herrera Orozco

Guatemala, junio de 2015

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE
UN PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA
KETCHUP EN UNA FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA
POR

JUAN PABLO SAMANIEGO DUARTE

ASESORADO POR EL ING. RONAL ADOLFO HERRERA OROZCO

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

GUATEMALA, JUNIO DE 2015

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Angel Roberto Sic García
VOCAL I	
VOCAL II	Ing. Pablo Christian de León Rodríguez
VOCAL III	Inga. Elvia Miriam Ruballos Samayoa
VOCAL IV	Br. Narda Lucía Pacay Barrientos
VOCAL V	Br. Walter Rafael Véliz Muñoz
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympto Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. Erwin Manuel Ortiz Castillo
EXAMINADORA	Inga. Lorena Victoria Pineda Cabrera
EXAMINADOR	Ing. Manuel Gilberto Galván Estrada
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

En cumplimiento con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE UN PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA *KETCHUP* EN UNA FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 8 de septiembre de 2014.

Juan Pablo Samaniego Duarte

Nueva Guatemala de la Asunción, 17 de abril de 2015

Ingeniero

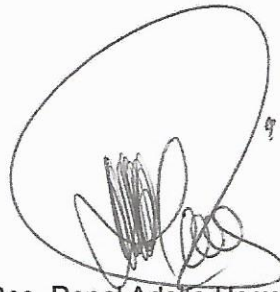
Victor Manuel Monzón Valdéz

Director de Escuela de Ingeniería Química

Facultad de Ingeniería, USAC

De manera atenta me dirijo a usted para informarle que el informe final del trabajo de graduación titulado **“Evaluación energética y mejoras en la eficiencia de un pasteurizador de tubos concéntricos para salsa *kétchup* en la fábrica de alimentos ALIRSA”**, expuesto por el estudiante Juan Pablo Samaniego Duarte (Carné 2009-15378) queda aprobado por mi persona, el cual asesoré en su proceso y desarrollo.

Agradeciendo la atención a la presente, le saluda respetuosamente,



RONAL ADOLFO HERRERA OROZCO
INGENIERO QUIMICO
COL-781

Ing. Qco. Ronal Adolfo Herrera Orozco
No. Colegiado 781
Gerencia de Operaciones



Guatemala, 09 de febrero de 2015.
Ref.EPS.D.75.02.15.

Ing. Victor Manuel Monzón Valdéz
Director Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Presente

Estimado Ingeniero Monzón Valdéz.

Por este medio atentamente le envío el informe final correspondiente a la práctica del Ejercicio Profesional Supervisado, (E.P.S) titulado **"EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE UN PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA KETCHUP EN LA FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA"** que fue desarrollado por el estudiante universitario **Juan Pablo Samaniego Duarte**, quien fue debidamente asesorado y supervisado por la Ingeniera Lorena Victoria Pineda Cabrera.

Por lo que habiendo cumplido con los objetivos y requisitos de ley del referido trabajo y existiendo la aprobación del mismo por parte de la Asesora-Supervisora de EPS, en mi calidad de Director apruebo su contenido solicitándole darle el trámite respectivo.

Sin otro particular, me es grato suscribirme.

Atentamente,
"Id y Enseñad a Todos"

Ing. Silvio José Rodríguez Serrano

Director Unidad de EPS



SJRS/ra



Guatemala, 09 de febrero de 2015.

Ref.EPS.DOC.91.02.15.

Ing. Silvio José Rodríguez Serrano
Director Unidad de EPS
Facultad de Ingeniería
Usac.

Ing. Rodríguez Serrano:

Por este medio atentamente le informo que como Asesora-Supervisora de la Práctica del Ejercicio Profesional Supervisado (E.P.S.), del estudiante universitario **Juan Pablo Samaniego Duarte** de la Carrera de Ingeniería Química, con carné No. **200915378**, procedí a revisar el informe final, cuyo título es **“EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE UN PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA KETCHUP EN LA FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA”**.

En tal virtud, **LO DOY POR APROBADO**, solicitándole darle el trámite respectivo.

Sin otro particular, me es grato suscribirme.

Atentamente,

“Id y Enseñad a Todos”



c.c. Archivo
/ra



Guatemala, 04 de mayo de 2015.
Ref. EIQ.TG-IF.021.2015.

Ingeniero
Víctor Manuel Monzón Vaidez
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

Estimado Ingeniero Monzón:

Como consta en el registro de evaluación del informe final EIQ-PRO-REG-007 correlativo **031-2014** le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

INFORME FINAL DE TRABAJO DE GRADUACIÓN
-Modalidad Ejercicio Profesional Supervisado-

Solicitado por el estudiante universitario: **Juan Pablo Samaniego Duarte**.
Identificado con número de carné: **2009-15379**.
Previo a optar al título de **INGENIERO QUÍMICO**.

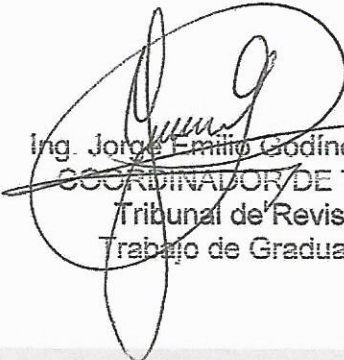
Siguiendo los procedimientos de revisión interna de la Escuela de Ingeniería Química, los Miembros de la Terna han procedido a **APROBARLO** con el siguiente título:

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE UN
PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA KETCHUP EN LA
FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA**

El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por el Ingeniero Químico: **Ronal Adolfo Herrera Orozco**.

Habiendo encontrado el referido informe final del trabajo de graduación **SATISFACTORIO**, se autoriza al estudiante, proceder con los trámites requeridos de acuerdo a las normas y procedimientos establecidos por la Facultad para su autorización e impresión.

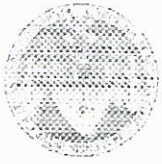
"ID Y ENSEÑAD A TODOS"


Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus
COORDINADOR DE TERNA
Tribunal de Revisión
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo





Ref.EIQ.TG.068.2015

El Director de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor y de los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química para revisar el Informe del Trabajo de Graduación del estudiante, **JUAN PABLO SAMANIEGO DUARTE** titulado: "EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE UN PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA KETCHUP EN UNA FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA". Procede a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.

"Id y Enseñad a Todos"



ing. Víctor Manuel Monzón Valdez

DIRECTOR

Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, junio 2015

Cc: Archivo
VMMV/ale



El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al Trabajo de Graduación titulado: **EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y MEJORAS EN LA EFICIENCIA DE UN PASTEURIZADOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS PARA SALSA KETCHUP EN UNA FÁBRICA DE ALIMENTOS ALIRSA**, presentado por el estudiante universitario: **Juan Pablo Samaniego Duarte**, y después de haber culminado las revisiones previas bajo la responsabilidad de las instancias correspondientes, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:

Ing. Angel Roberto Sic García
Decano

Guatemala, 8 de junio de 2015

/gdech



ACTO QUE DEDICO A:

- Dios** Pilar fundamental en mi vida universitaria, por bendecirme con la oportunidad de estudiar en esta universidad y por iluminar siempre mi camino.
- Santa María** Reina y madre nuestra, siempre al cuidado de mis pasos y pendiente de mis súplicas.
- Mis padres** Ramón Samaniego y Lubia Duarte, razón de mi felicidad, esfuerzo y orgullo; ejemplo de amor y sacrificio. Sin su apoyo no estuviese aquí, los amo.
- Mis abuelitos** Enrique y Joaquina Samaniego, Santiago (q. e. p. d.) y Dorita Duarte, por darme su amor y apoyo incondicional, por ser mis otros padres, en especial a Santiago y Dorita, por sus muestras de cariño y por ser un ejemplo de entrega hacia la familia.
- Mis hermanos** Ramón José y Luis Miguel Samaniego Duarte, por el amor fraterno, las alegrías y consejos.
- Mi familia** Por estar siempre pendientes de mí y por el cariño mostrado.

Mis amigos

Por alegrarme los días, por su ayuda, consejos,
aventuras, momentos compartidos.

AGRADECIMIENTOS A:

Alimentos Regia	Por aceptarme dentro de sus instalaciones para realizar mi trabajo de graduación.
Mi asesor	Ronal Herrera, por aconsejarme y apoyarme para realizar mi trabajo de graduación.
Personal de Regia	Por su amistad, y colaboración con mi persona, en especial a Hugo, Alex, Rufino y Yeison.
Mis amigos	Por ayudarme siempre y apoyarme a lo largo de mi vida, en especial a María Fernanda, por su cariño y apoyo incondicional.
Mis amigos sancarlistas	Por darme su amistad y compañerismo, durante los cursos que llevamos y dentro del proceso de graduación, en especial a Andrea Godoy por su apoyo incondicional y valiosa amistad.
Universidad de San Carlos de Guatemala	En especial a la Escuela de Ingeniería Química y personal docente, por formarme académica y personalmente para tener un futuro profesional de muchos éxitos.

2.3.2.	Convección.....	13
2.3.2.1.	Número de Prandtl	14
2.3.2.2.	Número de Reynolds.....	15
2.3.2.3.	Número de Nusselt.....	16
2.4.	Intercambiadores de calor	18
2.4.1.	Intercambiador de calor de tubos concéntricos	19
2.4.1.1.	Componentes de un intercambiador de tubos concéntricos	20
2.5.	Pasteurización.....	21
2.5.1.	Casos en los cuales la pasteurización es efectiva ..	21
2.5.2.	Clasificación de la pasteurización en la industria	22
2.5.2.1.	Pasteurización en contenedores cerrados herméticamente.....	22
2.5.2.2.	Pasteurización antes de llenado.....	23
2.5.2.2.1.	Calentamiento del producto y enfriado en el contenedor	23
2.5.2.2.2.	Calentamiento y enfriado del producto	24
2.6.	Análisis de transferencia de calor	24
2.6.1.	Coefficiente global de transferencia de calor.....	25
2.6.2.	Razón de capacidad calorífica	29
2.6.3.	Temperatura logarítmica media.....	30
2.6.4.	Método de efectividad-NTU.....	30
3.	METODOLOGÍA	35
3.1.	Variables	35
3.2.	Delimitación de campo de estudio	36
3.3.	Recursos humanos disponibles	36

3.4.	Recursos materiales disponibles	36
3.5.	Técnica cuantitativa	37
3.5.1.	Tipo de comportamiento reológico de la salsa <i>ketchup</i>	37
3.5.2.	Determinación de la eficiencia del intercambio de calor del sistema vapor- <i>ketchup</i>	37
3.5.3.	Cálculo de la eficacia del intercambiador de calor del sistema vapor- <i>ketchup</i>	38
3.6.	Recolección y ordenamiento de la información	38
3.6.1.	Medición de la viscosidad de la salsa <i>ketchup</i>	38
3.6.1.1.	Procesamiento de la medición de la viscosidad	38
3.6.1.2.	Relación de la viscosidad aparente de la salsa con la temperatura	39
3.6.2.	Medición y recolección de las propiedades físicoquímicas de los fluidos involucrados	39
3.6.3.	Medición de los parámetros del proceso	39
3.7.	Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información	39
3.7.1.	Mediciones y estudio del comportamiento de la viscosidad de la salsa <i>ketchup</i>	40
3.7.2.	Recopilación de las propiedades físicoquímicas de los fluidos de trabajo	42
3.7.3.	Medición de las variables involucradas en el proceso	43
3.7.4.	Cálculo de número del Reynolds de los fluidos	44
3.7.5.	Cálculo del coeficiente de transferencia de calor convectivo para el vapor de agua y la salsa <i>ketchup</i>	46

3.7.6.	Cálculo de la velocidad de transferencia de calor real dentro del sistema	47
3.7.6.1.	Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor del sistema.....	47
3.7.7.	Cálculo de la eficiencia de transferencia de calor del pasteurizador.....	49
3.7.8.	Cálculo de la pérdida de calor en el sistema por convección y radiación	49
3.8.	Análisis estadístico.....	50
4.	RESULTADOS.....	53
4.1.	Balance energético de la transferencia de calor dentro del sistema.....	53
4.2.	Causas que provocan pérdidas de energía en el equipo	54
4.3.	Propuesta de mejoras a realizar en el equipo	54
4.4.	Modelado de una ecuación matemática que describa el comportamiento de la eficiencia del sistema.....	55
5.	INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS	57
6.	LOGROS OBTENIDOS.....	61
	CONCLUSIONES.....	63
	RECOMENDACIONES	65
	BIBLIOGRAFÍA.....	67
	APÉNDICES.....	69
	ANEXOS.....	73

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Tipos de fluidos	4
2.	Comportamiento de fluidos	5
3.	Diagrama de esfuerzo cortante para fluidos newtonianos y no newtonianos independientes del tiempo	7
4.	Conducción de calor en un cilindro	11
5.	Perfil de temperaturas en flujo paralelo.....	18
6.	Perfil de temperaturas en flujo a contracorriente.....	19
7.	Flujo a contracorriente en un intercambiador de tubos concéntricos ...	20
8.	Intercambiador de tubos concéntricos y sus partes	21
9.	Esquema de la red de resistencias térmicas asociada a la transferencia de calor en un intercambiador de tubos concéntricos	26
10.	Comportamiento de la viscosidad aparente (μ_a) en función de la velocidad de deformación (du/dr)	40
11.	Comportamiento de la viscosidad aparente (μ_a) en función de la temperatura (T)	41

TABLAS

I.	Variables involucradas en el proceso	35
II.	Mediciones de viscosidad aparente de la salsa <i>ketchup</i> a distintas velocidades de deformación.....	40
III.	Medición de viscosidad aparente a distintas temperaturas	41
IV.	Datos fisicoquímicos del vapor de agua.....	42

V.	Datos fisicoquímicos de la salsa <i>ketchup</i>	43
VI.	Medición de temperatura de ingreso y salida de salsa <i>ketchup</i>	43
VII.	Medición de presión de vapor al ingreso del sistema	44
VIII.	Dimensiones de tuberías de acero inoxidable	44
IX.	Cálculo del área de flujo y diámetro equivalente de tuberías.....	45
X.	Cálculo de número de Reynolds para el vapor	45
XI.	Cálculo del número de Prandtl para el vapor	45
XII.	Cálculo del número de Nusselt para el vapor	45
XIII.	Coeficiente de transferencia de calor convectivo del vapor de agua ...	46
XIV.	Coeficiente de transferencia de calor convectivo de la salsa <i>ketchup</i> .	47
XV.	Cálculo coeficiente global de transferencia de calor	47
XVI.	Cálculo del área superficial de transferencia de calor.....	48
XVII.	Cálculo de la temperatura logarítmica media.....	48
XVIII.	Cálculo de velocidad de transferencia de calor real.....	49
XIX.	Eficiencia de transferencia de calor	49
XX.	Energía perdida al ambiente	50
XXI.	Promedio y desviación estándar de los valores medidos de presión y temperatura	51
XXII.	Eficiencia de transferencia de calor	53
XXIII.	Causas que provocan pérdidas de energía	54
XXIV.	Propuesta de mejoras al sistema.....	54

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
A_{LM}	Área logarítmica media
k	Conductividad térmica
ρ	Densidad
dx	Diferencial de espesor
dT	Diferencial de temperatura
τ	Esfuerzo cortante
n	Índice de comportamiento de fluido
K	Índice de consistencia de fluido
m	Masa
%	Porcentaje
r	Radio
Q_{cond}	Velocidad de conducción de calor
du/dr	Velocidad de deformación
Q_{conv}	Velocidad de transferencia de calor por convección
μ	Viscosidad
μ_a	Viscosidad aparente
V	Volumen

GLOSARIO

Calor	Transferencia de energía térmica que se da en diferentes cuerpos que se encuentran a distintas temperaturas.
Eficiencia	Relación entre el calor necesario para llevar a cabo el proceso y el calor real utilizado para el mismo.
Evaluación energética	Medición de parámetros, como la eficiencia que involucra el proceso de intercambio de calor.
Intercambiador de calor	Equipo utilizado para elevar o reducir la temperatura de un fluido, utilizando otro fluido para llevar a cabo la tarea.
Pasteurización	Proceso en el cual se somete a tratamiento térmico un producto, elevando su temperatura a 73 °C y reduciéndola drásticamente.
Viscosidad	Cuantificación de la resistencia de un fluido a fluir.

RESUMEN

Dentro de una empresa alimenticia fabricante de salsas se cuenta con un pasteurizador de tubos concéntricos, el cual posee fugas visibles y fallos relacionados con su correcto funcionamiento, además, que este equipo no cuenta con aislamiento térmico, lo cual indica la existencia de pérdida de calor al ambiente.

Se realizó una evaluación energética al intercambiador de calor de tubos concéntricos, para determinar la eficiencia energética de la transferencia de calor del sistema, esta consistió en determinar y relacionar la velocidad de transferencia de calor que requería la salsa *ketchup* y la velocidad de transferencia de calor producida por el vapor.

Por medio de mediciones de los parámetros de operación del equipo (temperatura de ingreso y salida de los fluidos, presión de vapor y flujo másico) se determinó la eficiencia energética del intercambiador de tubos concéntricos; pudiendo así realizar un balance energético para cuantificar las pérdidas de calor del sistema.

El valor de eficiencia determinado se utilizó como base para establecer las causas que generaban pérdida de calor al ambiente, donde se concluyó que, el factor que más afecta era la ausencia de aislante térmico en la alimentación de vapor al sistema.

Con base en el valor de la eficiencia del equipo, se buscó un método para aumentarla, este consistió en forrar los tubos donde se encuentra vapor con

espuma elastomérica, que es un aislante térmico, donde la empresa se hará cargo de su instalación a largo plazo.

Por último, se generó una ecuación para determinar la eficiencia energética del sistema, dicha ecuación consiste en la relación entre el calor necesario y el generado por el vapor.

OBJETIVOS

General

Evaluar la eficiencia energética de un pasteurizador de tubos concéntricos en el proceso de producción de salsa *ketchup* y proponer mejoras al equipo para aumentar su eficiencia.

Específicos

1. Evaluar la eficiencia energética del pasteurizador.
2. Hacer un balance energético real del sistema de pasteurización, tomando en cuenta las pérdidas que posea el sistema.
3. Determinar las causas que provocan las pérdidas de energía en el equipo.
4. Proponer mejoras al equipo con el fin de reducir las pérdidas energéticas y aumentar la eficiencia.
5. Modelar una ecuación matemática que describa el comportamiento de la eficiencia energética real del equipo, tomando en cuenta las variables involucradas.

Hipótesis

Se sospecha que en el equipo de transferencia de calor existe una eficiencia menor de la mitad de la energía que es empleada para su funcionamiento.

INTRODUCCIÓN

La pasteurización es un proceso de suma importancia en la industria alimenticia, debido a que esta elimina los microorganismos termolábiles que puedan afectar la calidad e inocuidad de los alimentos.

Un pasteurizador es básicamente un intercambiador de calor, dentro de la planta alimenticia se utiliza uno de tubos concéntricos donde la salsa *ketchup* entra en el tubo central y el vapor de agua fuera del mismo para elevar la temperatura de la salsa, y para realizar el choque térmico se utiliza agua fría en lugar del vapor.

Se mantiene la temperatura sobre la ambiental para que sea más fácil el flujo de la salsa al reducir su viscosidad, sin embargo, la temperatura no puede ser muy elevada para no afectar el material de empaque y la tinta de codificación del producto final.

Para el calentamiento de la salsa se cuenta con cuatro pasos, dos en flujo paralelo y dos en flujo a contra corriente; para enfriar la salsa se siguen ocho pasos, cuatro en flujo paralelo y cuatro en contra corriente, para dicho proceso se suministra agua fría cada cuatro pasos.

Últimamente se ha observado que el pasteurizador tiene pérdidas de calor, incluso, a veces requiere de un aumento en la demanda de vapor para poder mantener la temperatura, según los requerimientos del proceso.

1. ANTECEDENTES

La salsa *ketchup* es de consumo masivo en el mercado, ya sea nacional o internacional, es un condimento muy utilizado en el país debido a su alta demanda en el mercado, por lo que, es necesario mantener los parámetros establecidos de calidad y asegurar la inocuidad del producto, utilizando el tratamiento térmico para ello.

Desde el 2001, con un equipo de transferencia de calor de tubos concéntricos para realizar el tratamiento térmico de la salsa *ketchup*, se le han dado mantenimiento de manera frecuente y cambios en la tubería, hasta junio del 2014 se le hizo cambio de tuberías internas del sistema.

Además, de lo mencionado anteriormente, no se lleva un registro de las fechas en las cuales ha recibido mantenimiento a el equipo.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Propiedades de los fluidos

Para un estudio más completo de los fluidos es necesario tomar en cuenta sus propiedades más importantes, por ejemplo: densidad, viscosidad, compresibilidad, entre otros.

2.1.1. Densidad

“Es la cantidad de masa por unidad de volumen de una sustancia”¹.

$$\rho = \frac{m}{V} \quad [\text{Ecuación 2.1-1}]$$

Donde:

$\rho =$ densidad $\left(\frac{\text{g}}{\text{mL}}\right)$

$m =$ masa del fluido (g)

$V =$ volumen del fluido (mL)

“La ASTM *International* (American Society for Testing and Material) ha publicado varios métodos estándar para medir la densidad, la cual se obtiene con recipientes que miden volúmenes con precisión, llamados picnómetros”².

¹ MOTT, Robert. *Mecánica de fluidos*. p. 14.

² *Ibíd.*

2.1.2. Viscosidad

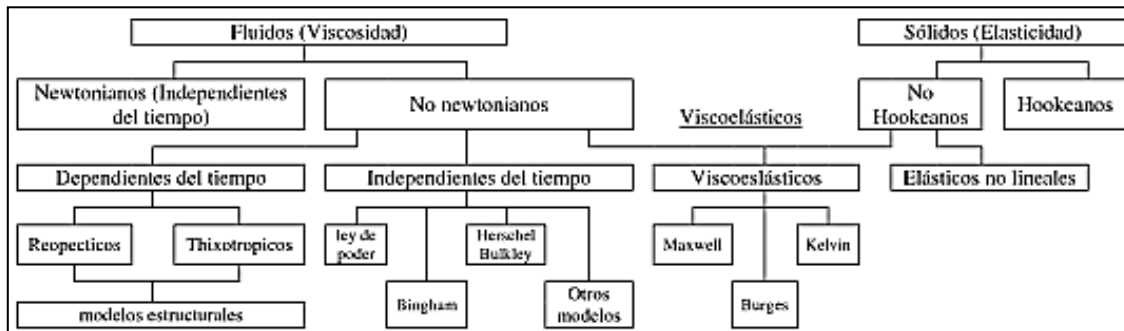
Es la propiedad reológica más importante y se emplea para caracterizar el comportamiento del flujo de los sistemas líquidos. También se define como la fricción interna o la resistencia a fluir, es el factor clave al momento de distinguir entre los diferentes sistemas de fluencia.

La fuerza de fricción puede ser considerada como la energía requerida para mover un objetivo que se coloca sobre otro, entonces, la viscosidad deberá entenderse como la medida de la fricción interna que se resiste al movimiento de cada capa del fluido a medida que se mueve sobre la capa adyacente.

2.2. Tipos de fluidos

Existen tres tipos de fluidos: newtonianos, no newtonianos y viscoelásticos, a continuación se presenta, en la figura 1 un esquema de los tipos de fluidos:

Figura 1. Tipos de fluidos



Fuente: RAMÍREZ NAVAS, Juan Sebastián. *Introducción a la reología de los alimentos*. p. 30.

La relación entre el esfuerzo cortante aplicado y la velocidad viene dada por la siguiente ecuación:

$$\tau = -\mu \frac{du}{dr} \quad \text{[Ecuación 2.2-1]}$$

Donde:

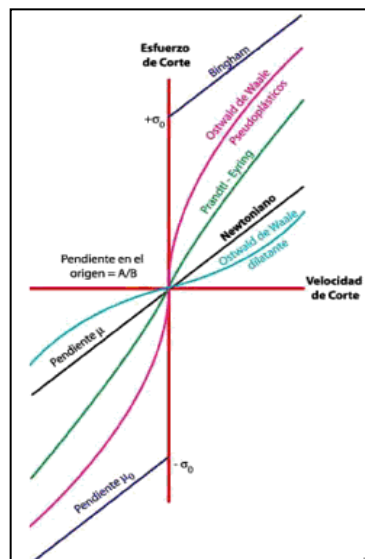
τ = Esfuerzo cortante (mPa)

μ = Viscosidad dinámica del fluido (mPa.s)

$\frac{du}{dt}$ = Velocidad de deformación del fluido (s^{-1})

En la figura 2 se representan los diferentes tipos de fluidos en el plano de esfuerzo de corte en función de velocidad de corte:

Figura 2. **Comportamiento de fluidos**



Fuente: RAMÍREZ NAVAS, Juan Sebastián. *Introducción a la reología de los alimentos*. p. 31.

2.2.1. Fluidos newtonianos

“Estos fluidos presentan una relación lineal entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad (velocidad cortante). Esto significa que la viscosidad es constante e independiente de la velocidad cortante”³.

Como se mencionó, la viscosidad de un fluido newtoniano no depende del tiempo de aplicación del esfuerzo, aunque sí puede depender de la temperatura y presión a la que se encuentre. “En los líquidos, la viscosidad disminuye al aumentar la temperatura. Puesto que los líquidos son esencialmente incompresibles, la presión no afecta su viscosidad”⁴.

2.2.2. Fluidos no newtonianos

Para los fluidos no newtonianos el cociente entre el esfuerzo cortante y la velocidad de corte no es lineal, es decir, la viscosidad no permanece constante, sino que está en función de la velocidad de corte, la mayoría de alimentos líquidos como salsas, mostazas y mayonesas son fluidos no newtonianos.

Se pueden clasificar en dos tipos de fluidos: dependientes e independientes del tiempo. Como se mencionó al inicio de este capítulo, solo se estudiará hasta los fluidos no newtonianos independientes del tiempo de aplicación.

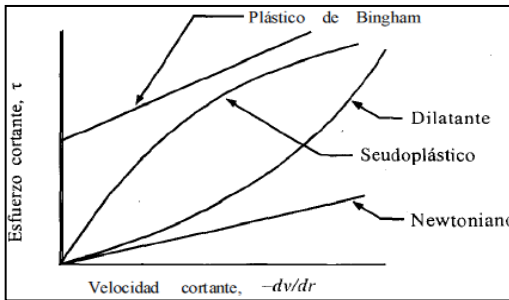
³ RAMÍREZ NAVAS, Juan Sebastián. *Introducción a la reología de los alimentos*. p. 30.

⁴ *Ibíd.*

2.2.2.1. Fluidos pseudoplásticos

Este tipo de fluidos se caracterizan por una disminución de su viscosidad y de su esfuerzo cortante, con la velocidad de deformación.

Figura 3. Diagrama de esfuerzo cortante para fluidos newtonianos y no newtonianos independientes del tiempo



Fuente: GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 175

“En la figura anterior se puede observar el comportamiento gráfico de los fluidos pseudoplásticos, este comportamiento se puede representar mediante una ecuación exponencial, llamada Ley de Potencia, conocida también, como ecuación Oswalt-de Waele”⁵.

$$\tau = K \left(-\frac{du}{dr} \right)^n ; (n < 1) \quad \text{[Ecuación 2.2-2]}$$

Donde:

$$\tau = \text{esfuerzo cortante} \left(\frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right)$$

⁵ GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 175.

$\frac{du}{dr}$ = velocidad de deformación del fluido (s^{-1})

K = índice de consistencia ($\frac{N \cdot s^n}{m^2}$)

n = índice de comportamiento del fluido

La viscosidad aparente se obtiene de las ecuaciones 2.2-1 y 2.2-2, y disminuye al aumentar el esfuerzo cortante

$$\mu_a = K \left(\frac{du}{dr} \right)^{n-1} ; (n < 1) \quad \text{[Ecuación 2.2-3]}$$

Donde:

μ_a = viscosidad aparente ($\frac{N}{m^2}$)

$\frac{du}{dr}$ = velocidad de deformación del fluido (s^{-1})

K = índice de consistencia ($\frac{N \cdot s^n}{m^2}$)

n = índice de comportamiento del fluido

2.3. Transferencia de calor

“Es la ciencia que trata de la determinación de las velocidades de las transferencias de energía en forma de calor. Esta siempre se produce del medio que tiene la temperatura más elevada hacia el de temperatura más baja, y la transferencia de calor se detiene cuando los dos medios alcanzan la misma temperatura”⁶.

⁶ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 17.

El calor se puede transferir en tres modos distintos: conducción, convección y radiación; de este último no se entrará a detalle debido a que se encuentra fuera del estudio. “Todos los modos de transferencia de calor requieren de una diferencia de temperatura y todos ellos ocurren del medio que posee la temperatura más elevada hacia uno de temperatura más baja”⁷.

2.3.1. Conducción

Por este mecanismo, el calor puede ser conducido a través de sólidos, líquidos y gases. La conducción se verifica mediante la transferencia de energía cinética entre moléculas adyacentes.

En un gas, las moléculas de mayor temperatura, tienen más energía y movimiento, se encargan de impartir energía a moléculas colindantes que están a niveles energéticos más bajos.

Este tipo de transferencia está presente en mayor o menor grado, en sólidos, líquidos o gases en los que existe un gradiente de temperatura.

2.3.1.1. Ley de Fourier de la conducción de calor

Se le llama así en honor de J. Fourier, quien la expresó por primera vez en su texto sobre transferencia de calor en 1822.

$$\dot{Q}_{cond} = -kA \frac{dT}{dx} \quad \text{[Ecuación 2.3-1]}$$

⁷ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 17.

Donde:

\dot{Q}_{cond} = velocidad de conducción de calor (W)

k = conductividad térmica ($\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot ^\circ\text{C}}$)

A = área de transferencia de calor (m^2)

dT = diferencial de temperatura (K)

dx = diferencial de espesor (m)

La expresión $\frac{dT}{dx}$ es el gradiente de temperatura, el cual es la pendiente de la curva de temperatura en un diagrama T-x.

Esta relación indica que la velocidad de conducción de calor en una dirección es proporcional al gradiente de temperatura en esa dirección. El área de transferencia de calor es siempre perpendicular o normal al área de dicha transferencia.

2.3.1.2. Conductividad térmica

Es una medida de la capacidad de un material para conducir el calor, tomando como base la ecuación de la velocidad de conducción de calor, la conductividad térmica de un material se puede definir como: “La velocidad de transferencia de calor a través de un espesor unitario del material por una unidad de área por unidad de diferencia de temperatura”⁸.

Un material con un valor alto de conductividad térmica, posee mayor capacidad para transferir el calor, indicando que es un buen conductor, por otra

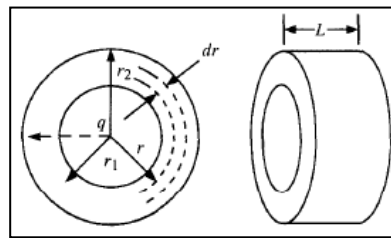
⁸ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 19.

parte, un valor bajo de conductividad térmica indica que es un mal conductor de calor, es decir, un aislante.

2.3.1.3. Conducción a través de un cilindro hueco

En muchos casos de la industria, el calor se transfiere a través de las paredes de un cilindro que, por lo general, son tuberías. Considérese una tubería como la mostrada en la figura 4.

Figura 4. **Conducción de calor en un cilindro**



Fuente: GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 248.

Reescribiendo la ecuación de la velocidad de conducción de calor (Ec. 2.3-1) y sustituyendo dx por dr

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = -kA \frac{dT}{dr} \quad [\text{Ecuación 2.3-2}]$$

El área de transferencia de calor es el área normal o perpendicular al flujo de calor, esta es el área superficial de un cilindro.

$$A = 2\pi rL \quad [\text{Ecuación 2.3-3}]$$

Donde:

A = área de transferencia de calor (m²)

r = radio de la tubería (m)

L = largo de la tubería (m)

Sustituyendo la ecuación 2.3-3 en la ecuación 2.3-2 y pasando a dividir el área, se tiene que:

$$\frac{\dot{Q}_{\text{cond}}}{2\pi r L} = -k \frac{dT}{dr} \quad [\text{Ecuación 2.3-4}]$$

Reordenando la ecuación anterior e integrando:

$$\frac{\dot{Q}_{\text{cond}}}{2\pi L} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -k \int_{T_1}^{T_2} dT \quad [\text{Ecuación 2.3-5}]$$

Resolviendo la ecuación para \dot{Q}_{cond} :

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = -k \frac{2\pi L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} (T_2 - T_1) \quad [\text{Ecuación 2.3-6}]$$

Se multiplica el numerador y denominador por (r₂ - r₁)

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = -k \frac{2\pi L(r_2 - r_1)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \frac{(T_2 - T_1)}{(r_2 - r_1)} \quad [\text{Ecuación 2.3-7}]$$

Se puede simplificar la expresión, tomando en cuenta el área logarítmica media A_{LM} .

$$A_{LM} = \frac{2\pi L(r_2 - r_1)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad [\text{Ecuación 2.3-8}]$$

Sustituyendo la ecuación 2.3-7 en la ecuación 2.3-8, se tiene la expresión de la velocidad de transferencia de calor en una tubería.

$$\dot{Q}_{\text{cond}} = \frac{-kA_{LM}(T_2 - T_1)}{r_2 - r_1} \quad [\text{Ecuación 2.3-9}]$$

Donde:

\dot{Q}_{cond} = calor de transferencia de calor por conducción (W)

k = conductividad térmica ($\frac{W}{m \cdot ^\circ C}$)

A_{LM} = área logarítmica media (m^2)

T_1 = temperatura interna ($^\circ C$)

T_2 = temperatura externa ($^\circ C$)

r_1 = radio interna (m)

r_2 = radio externo (m)

2.3.2. Convección

Es el modo de transferencia de energía entre una superficie sólida y el líquido o gas adyacentes que están en movimiento y comprende los movimientos combinados de la conducción y el de fluidos. Entre más rápido es el movimiento del fluido, mayor es la transferencia de calor por convección.

A pesar de la complejidad de la convección, se observa con rapidez que la transferencia de calor por convección es proporcional a la diferencia de temperatura y se expresa en forma conveniente por la ley de Newton del enfriamiento como:

$$\dot{Q}_{\text{conv}} = hA_s(T_s - T_\infty) \quad [\text{Ecuación 2.3-10}]$$

Donde:

\dot{Q}_{conv} = velocidad de transferencia de calor por convección (W)

h = coeficiente de transferencia de calor por convección ($\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$)

A_s = área superficial a través de transferencia por convección (m^2)

T_s = temperatura de la superficie ($^\circ\text{C}$)

T_∞ = temperatura del fluido suficientemente alejado de la superficie ($^\circ\text{C}$)

A juzgar por sus unidades, el coeficiente de transferencia de calor por convección h se puede definir como: “La velocidad de transferencia de calor entre la superficie sólida y un fluido por unidad de área superficial por unidad de diferencia en la temperatura”⁹.

Este coeficiente no es una propiedad del fluido; es un parámetro que se determina en forma experimental y cuyo valor depende de todas las variables que influyen sobre la convección; como la configuración geométrica de la superficie, la naturaleza del movimiento del fluido, las propiedades de este y la velocidad másica del mismo.

2.3.2.1. Número de Prandtl

“La mejor manera de describir el espesor relativo de las capas límite de velocidad y térmica es por medio del parámetro número de Prandtl, definido como la relación entre la difusividad molecular de la cantidad de movimiento y la difusividad de calor”¹⁰.

⁹ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 335.

¹⁰ ROHSENOW, W.; HARTNETT, J. CHO, Y. *Handbook of heat transfer*. p. 10.

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} \quad \text{[Ecuación 2.3-11]}$$

Donde:

Pr = número de Prandtl

μ = viscosidad dinámica del fluido (mPa.s)

C_p = capacidad calorífica del fluido ($\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$)

k = conductividad térmica del fluido ($\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot ^\circ\text{C}}$)

2.3.2.2. Número de Reynolds

“El régimen del flujo puede ser laminar o turbulento, Osborn Reynolds descubrió que el régimen de flujo depende, principalmente de la razón de las fuerzas de inercia con respecto a las fuerzas viscosas en el fluido. Esta razón se conoce como número de Reynolds, la cual es una cantidad adimensional”¹¹.

$$Re = \frac{\rho u L_c}{\mu} \quad \text{[Ecuación 2.3-12]}$$

Donde:

Re = número de Reynolds

μ = viscosidad dinámica del fluido (mPa.s)

L_c = longitud característica (m)

ρ = densidad del fluido ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$)

u = velocidad corriente superior ($\frac{\text{m}}{\text{s}}$)

¹¹ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 342.

“En los números grandes de Reynolds, las fuerzas de inercia, que son proporcionales a la densidad y a la velocidad del fluido, son grandes en relación con las fuerzas viscosas y, por lo tanto estas no pueden impedir las fluctuaciones aleatorias y rápidas de ese fluido indicando un flujo turbulento”¹².

“Sin embargo, en los números pequeños de Reynolds las fuerzas viscosas son suficientemente grandes como para vencer a las de inercia y mantienen al fluido en línea, indicando un flujo laminar”¹³.

“Para aplicaciones prácticas en el flujo en tuberías, encontramos que si el número de Reynolds para el flujo es menor que 2 000, este será laminar. Si el número de Reynolds es mayor que 4 000, el flujo será turbulento”¹⁴.

2.3.2.3. Número de Nusselt

Es práctica común quitar las dimensiones del coeficiente de transferencia de calor con el número de Nusselt, que se define como:

$$Nu = \frac{hL_c}{k} \quad \text{[Ecuación 2.3-13]}$$

Donde:

Nu = número de Nusselt

h = coeficiente de transferencia de calor por convección $\left(\frac{W}{m^2 * ^\circ C}\right)$

L_c = longitud característica (m)

¹² CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 342.

¹³ *Ibíd.*

¹⁴ *Ibíd.*

k = conductividad térmica $\left(\frac{W}{m * ^\circ C}\right)$

“El número de Nusselt representa el mejoramiento de la transferencia de calor a través de una capa de fluido como resultado de la convección en relación con la conducción a través de la misma capa. Por lo tanto, cuanto mayor sea el valor del número de Nusselt, más eficaz es la convección”¹⁵.

Se puede calcular para fluidos newtonianos que posean flujo laminar o turbulento; para los fines de este trabajo de investigación solo se utilizará la ecuación para calcular el número de Nusselt en flujo turbulento:

$$Nu = 0,027 * Re^{0,8} * Pr^{\frac{1}{3}} \quad \text{[Ecuación 2.3-14]}$$

Donde:

Nu = número de Nusselt

Re = número de Reynolds

Pr = número de Prandtl

“El número de Nusselt para fluidos de potencia (no newtonianos) a una transferencia constante de calor dentro de la región totalmente desarrollada, se puede determinar mediante la siguiente ecuación”¹⁶.

$$Nu = \frac{8(5n+1)(3n+1)}{31n^2+12n+1} \quad \text{[Ecuación 2.3-15]}$$

¹⁵ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 336.

¹⁶ ROHSENOW, Warren. *Handbook of heat transfer*. p. 10.

Donde:

Nu = número de Nusselt

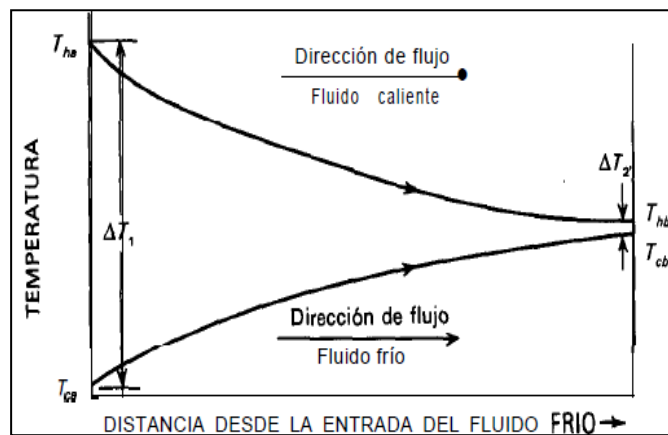
n = índice de comportamiento del fluido

2.4. Intercambiadores de calor

Son equipos utilizados para la transferencia de calor de un fluido a otro, por lo general trabajan utilizando los mecanismos de conducción y convección. Hay diferentes tipos de flujo dentro de un intercambiador de calor, también hay distintos modelos, entre los más usados están: intercambiador de placas, tubos concéntricos, coraza y tubos, entre otros.

Hay dos distintas configuraciones del flujo: el paralelo, donde los dos fluidos, caliente y frío, entran en el intercambiador por el mismo extremo y se mueven en la misma dirección.

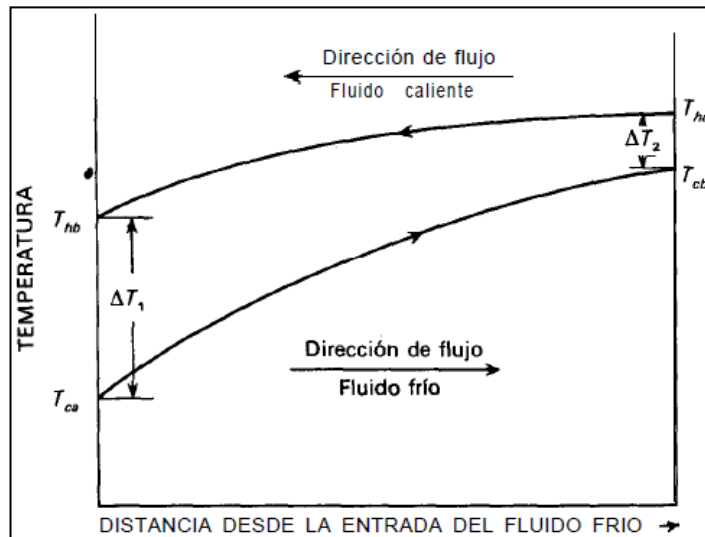
Figura 5. Perfil de temperaturas en flujo paralelo



Fuente: McCABE, Warren; SMITH, Julian. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. p. 325.

Por otra parte, en el flujo a contra corriente o contracorriente, los fluidos entran en el intercambiador por los extremos opuestos y fluyen en dirección opuesta.

Figura 6. **Perfil de temperaturas en flujo a contracorriente**



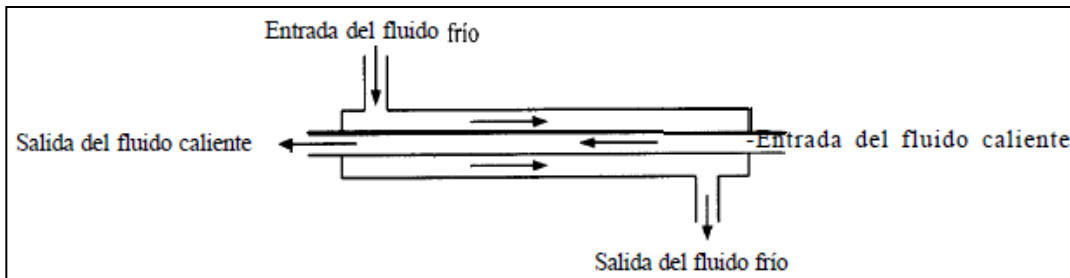
Fuente: McCABE, Warren; SMITH, Julian. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. p. 325.

2.4.1. Intercambiador de calor de tubos concéntricos

Es de los intercambiadores de calor más simples, también se le llama intercambiador de doble tubo. Uno de los fluidos fluye en el interior de la tubería, y el otro lo hace en el espacio anular entre ambas tuberías.

Los fluidos pueden circular en paralelo o a contra corriente. Este tipo de intercambiador de calor es útil, principalmente para velocidades de flujo bajas.

Figura 7. **Flujo a contracorriente en un intercambiador de tubos concéntricos**



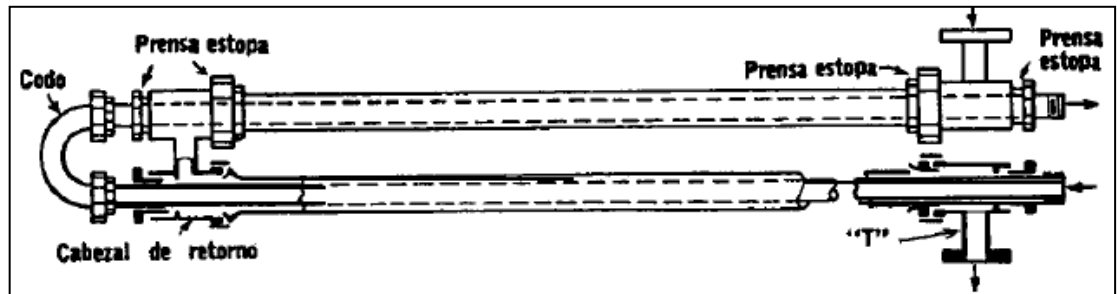
Fuente: GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 301.

2.4.1.1. Componentes de un intercambiador de tubos concéntricos

La configuración industrial utilizada consta de los tubos concéntricos, tes conectoras, un cabezal de retorno y un codo en U. La tubería interior se soporta a la exterior mediante estoperos y el fluido entra al tubo interior a través de una conexión localizada en la parte externa del intercambiador.

Las tes tienen boquillas o conexiones roscadas que permiten la entrada y salida del fluido el ánulo que cruza de una sección a otra a través del cabezal de retorno. La tubería interior se conecta mediante una conexión en U que está, generalmente, expuesta y que no proporciona superficie de transferencia de calor.

Figura 8. Intercambiador de tubos concéntricos y sus partes



Fuente: KERN, Donald Q.. *Procesos de transferencia de calor*. p. 132.

2.5. Pasteurización

El químico y biólogo francés Louis Pasteur (1822–1895) demostró el origen de microorganismos responsables de la descomposición de la comida y la relación entre la destrucción térmica de microorganismos y la preservación de los alimentos.

“La pasteurización es un proceso térmico a una temperatura relativamente alta (entre 70 y 100 °C), destruye células vegetativas de los microorganismos pero casi no afecta a las esporas. Esta provee estabilidad a mediano plazo y requiere factores adicionales de preservación como refrigeración, bajo pH para efectividad a largo plazo”¹⁷.

2.5.1. Casos en los cuales la pasteurización es efectiva

A continuación se enlistan casos en los cuales la pasteurización es satisfactoria:

¹⁷ BERK, Zeki. *Food process engineering and technology*. p. 355.

- El objetivo del proceso es destruir patógenos que no forman esporas, como: *micobacterium tuberculosis*, salmonella, listeria, entre otros, en la leche.
- El producto es elaborado para consumo en corto plazo luego de la producción y es distribuido bajo refrigeración (productos lácteos, productos listos para comer preparados mediante tecnologías en frío).
- La acidez del producto es lo suficientemente alta ($\text{pH} < 4.6$) para prevenir el crecimiento de patógenos formadores de esporas, particularmente *clostridium botulinum* (jugos de fruta, fruta enlatada, pepinillos).
- Si el objetivo del proceso es para prevenir la fermentación descontrolada o detener la fermentación (cerveza, vino). (Berk, 355,356).

2.5.2. Clasificación de la pasteurización en la industria

La pasteurización puede aplicarse a los alimentos, ya sea en contenedores herméticos o bien al producto antes de llenado. La pasteurización antes de empaquetar es más comúnmente aplicada a productos bombeables.

2.5.2.1. Pasteurización en contenedores cerrados herméticamente

Esta categoría incluye la tecnología comúnmente conocida como enlatado. En este método los alimentos son calentados y enfriados mientras están dentro de paquetes cerrados herméticamente, este protege los alimentos pasteurizados de recontaminación.

Es el método adecuado para alimentos en todas las formas físicas: sólidos, líquidos o líquidos con partículas sólidas. Los empaques pueden ser: latas, frascos, botellas, tubos, bandejas, bolsas, entre otros.

2.5.2.2. Pasteurización antes de llenado

En el caso de productos transportables mediante bombas como líquidos, semilíquidos, purés, suspensiones de partículas sólidas relativamente pequeñas en líquidos, es posible parcialmente o totalmente la pasteurización del proceso de manera continua; en intercambiadores de calor, antes del llenado de producto, existen dos posibilidades.

2.5.2.2.1. Calentamiento del producto y enfriado en el contenedor

Este es el método estándar para enlatado de productos transportables mediante bomba muy ácidos como jugos y purés. El material es calentado continuamente mediante intercambiadores de calor, luego es llenado en caliente y sellado.

Los contenedores son enfriados por agua, usualmente mediante atomización. La mayor desventaja de este método es el largo tiempo que se lleva para enfriar los contenedores, resultando en sobrecocción del producto y requiriendo largas líneas de enfriamiento.

Además, el llenado en caliente no permite empacar en plásticos sensibles a altas temperaturas. Sin embargo, muchos productos derivados del tomate son procesados con este método.

2.5.2.2.2. Calentamiento y enfriado del producto

En esta configuración de operación, el proceso entero es llevado a cabo en un sistema que consiste en intercambiadores de calor y tuberías. El producto sale del sistema luego de la pasteurización continua, lo retiene y lo enfría continuamente.

“Si el llenado y sellado del producto se lleva a cabo en un espacio abierto, puede existir una re contaminación del producto. Esto puede no ser tomado en cuenta si el producto está planificado para consumo a corto plazo o si se refrigera”¹⁸.

Al sistema, también se le puede agregar uno de regeneración para generar ahorros energéticos.

2.6. Análisis de transferencia de calor

Se supondrán las siguientes idealizaciones

- El intercambiador de calor opera en estado estable.
- Pérdidas de calor al ambiente son despreciables.
- No existen fuentes de energía ni sumideros en las paredes del intercambiador o fluidos.
- En flujo contracorriente y paralelo, la temperatura de cada fluido es uniforme en cada sección.
- No existe cambio de fases en el intercambiador.

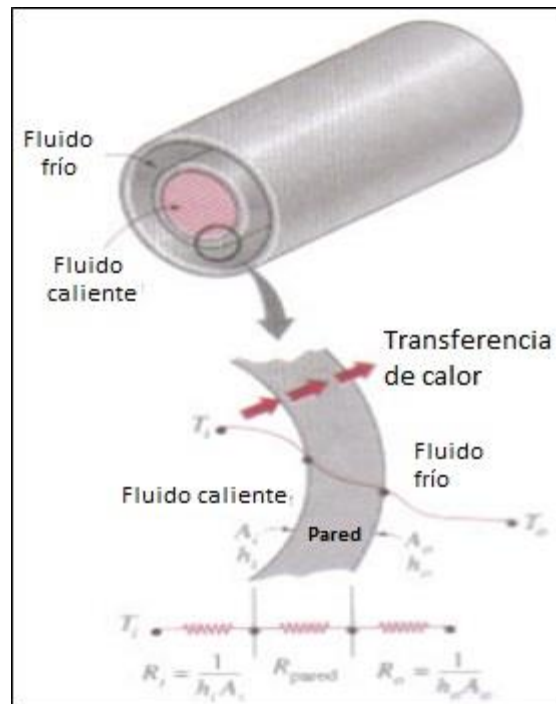
¹⁸ BERK, Zeki. *Food process engineering and technology*. p. 387.

- Los calores específicos (así como otras propiedades del fluido implícitas usadas en el método NTU) son constantes a través del intercambiador.
- La velocidad y temperatura a la entrada del intercambiador de calor en cada lado del fluido es uniforme.
- Los coeficientes individuales y globales de transferencia de calor son constantes (independientes de tiempo, temperatura y posición) a través del intercambiador.
- El área de transferencia de calor es distribuido uniformemente en cada lado del fluido. En un intercambiador de múltiple paso, el área de transferencia de calor es igual en cada paso.
- El flujo del fluido es uniformemente distribuido a través del intercambiador del lado del fluido en cada paso. No hay mala distribución del fluido, fugas, estratificación o desvíos. La condición de flujo es caracterizado por la velocidad media en cualquier sección.
- La conducción de calor longitudinal en el fluido y la pared es despreciable.

2.6.1. Coeficiente global de transferencia de calor

Comúnmente, un intercambiador de calor está relacionado con dos fluidos que fluyen separados por una pared sólida. En primer lugar, el calor se transfiere del fluido caliente hacia la pared por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el fluido frío por convección nuevamente.

Figura 9. **Esquema de la red de resistencias térmicas asociada a la transferencia de calor en un intercambiador de tubos concéntricos**



Fuente: CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 755.

Como se muestra en la figura 9, la red de resistencias térmicas contiene dos resistencias a la convección y una a la conducción.

Para un intercambiador de calor de tubos concéntricos se tiene que la resistencia de la pared es:

$$R_{\text{pared}} = \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi kL} \quad [\text{Ecuación 2.6-1}]$$

Donde:

\dot{R}_{pared} = resistencia térmica de la pared ($\frac{^{\circ}\text{C}}{\text{W}}$)

k = conductividad térmica ($\frac{\text{W}}{\text{m} * ^{\circ}\text{C}}$)

L = longitud del tubo (m)

D_0 = diámetro interno (m)

D_i = diámetro externo (m)

La resistencia convectiva, tanto del lado del fluido caliente como del fluido frío es:

$$R_{i,0} = \frac{1}{h_{i,0}} \quad [\text{Ecuación 2.6-2}]$$

Donde:

$R_{i,0}$ = resistencia convectiva de fluido interno (i) o externo (0)

$h_{i,0}$ = coeficiente de convección de fluido interno (i) o externo (0)

La resistencia total no es más que la sumatoria de todas las resistencias térmicas, porque estas se encuentran en serie, entonces, la ecuación con los términos sustituidos quedaría así:

$$R = \frac{1}{h_i} + \frac{\ln(D_0/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_0} \quad [\text{Ecuación 2.6-3}]$$

Donde:

R = resistencia térmica total ($\frac{^{\circ}\text{C}}{\text{W}}$)

k = conductividad térmica $\left(\frac{W}{m * ^\circ C}\right)$

L = longitud del tubo (m)

D_0 = diámetro interno (m)

D_i = diámetro externo (m)

h_i = coeficiente de convección de fluido interno

h_0 = coeficiente de convección de fluido externo

Es conveniente expresar la velocidad de transferencia de calor como:

$$Q = \frac{\Delta T}{R} = UA\Delta T \quad \text{[Ecuación 2.6-4]}$$

Donde:

Q = velocidad de transferencia de calor (kJ)

ΔT = diferencia de temperatura ($^\circ C$)

R = resistencia térmica total $\left(\frac{^\circ C}{W}\right)$

A = área superficial de transferencia de calor (m^2)

U = coeficiente global de transferencia de calor $\left(\frac{W}{m^2 * ^\circ C}\right)$

Cancelando la diferencia de temperatura y reordenando se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_0/D_i)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_0 A_0} \quad \text{[Ecuación 2.6-5]}$$

Donde:

U = coeficiente global de transferencia de calor $\left(\frac{W}{m^2 * ^\circ C}\right)$

A = área superficial de transferencia de calor (m^2)

k = conductividad térmica ($\frac{W}{m * ^\circ C}$)

L = longitud del tubo (m)

D_0 = diámetro interno (m)

D_i = diámetro externo (m)

h_i = coeficiente de convección de fluido interno

h_0 = coeficiente de convección de fluido externo

2.6.2. Razón de capacidad calorífica

Resulta de la combinación del producto del flujo másico y el calor específico en una sola cantidad. En un intercambiador, el fluido con una razón de capacidad calorífica grande experimentará un cambio pequeño en la temperatura.

$$C = mC_p \quad \text{[Ecuación 2.6-6]}$$

Donde:

C = razón de capacidad calorífica ($\frac{J}{s * ^\circ C}$)

m = flujo másico del fluido ($\frac{kg}{s}$)

C_p = calor específico del fluido ($\frac{J}{kg * ^\circ C}$)

La velocidad de transferencia de calor de un fluido se representa mediante la siguiente ecuación:

$$Q = mC_p\Delta T \quad \text{[Ecuación 2.6-7]}$$

Dónde:

Q = velocidad de transferencia de calor (J)

ΔT = diferencia de temperatura ($^{\circ}\text{C}$)

m = flujo másico del fluido ($\frac{\text{kg}}{\text{s}}$)

C_p = calor específico del fluido ($\frac{\text{J}}{\text{kg} * ^{\circ}\text{C}}$)

2.6.3. Temperatura logarítmica media

Debido a que la diferencia de temperatura del fluido frío y caliente dentro de un intercambiador de calor varía a lo largo del mismo, el uso del promedio de las temperaturas no sería exacto, por ello se desarrolló la diferencia de la temperatura logarítmica media.

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2})} \quad [\text{Ecuación 2.6-8}]$$

Donde:

ΔT_{LM} = diferencia de temperatura logarítmica media ($^{\circ}\text{C}$)

ΔT_1 = diferencia de temperatura entre ambos fluidos en la entrada ($^{\circ}\text{C}$)

ΔT_2 = diferencia de temperatura entre ambos fluidos en la salida ($^{\circ}\text{C}$)

2.6.4. Método de efectividad-NTU

Este método se basa en un parámetro adimensional llamado efectividad de transferencia de calor, definido como la razón entre la velocidad de transferencia de calor real y la velocidad máxima posible de la transferencia de calor.

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} \quad [\text{Ecuación 2.6-9}]$$

Donde:

ε = efectividad de transferencia de calor

Q = velocidad de transferencia de calor real $\left(\frac{\text{kJ}}{\text{s}}\right)$

Q_{\max} = velocidad máxima posible de la transferencia de calor $\left(\frac{\text{kJ}}{\text{s}}\right)$

Para calcular la velocidad máxima de transferencia de calor, se debe utilizar la razón de capacidad calorífica menor y la diferencia de las temperaturas debe ser la más grande, es decir, la de entrada del fluido caliente y frío.

$$Q_{\max} = C_{\min}(T_{ce} - T_{fe}) \quad [\text{Ecuación 2.6-10}]$$

Donde:

Q_{\max} = velocidad de transferencia de calor (J)

C_{\min} = razón de capacidad calorífica menor $\left(\frac{\text{J}}{\text{s} \cdot ^\circ\text{C}}\right)$

T_{ce} = temperatura del fluido caliente a la entrada ($^\circ\text{C}$)

T_{fe} = temperatura del fluido frío a la entrada ($^\circ\text{C}$)

“La efectividad de un intercambiador depende de la configuración geométrica, así como de la configuración del flujo. Por lo tanto, los diferentes tipos de intercambiadores tienen relaciones diferentes para la efectividad”¹⁹.

¹⁹ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 693.

Para el alcance del estudio realizado, solo se tomarán en cuenta las ecuaciones para calcular la efectividad en tubos concéntricos en flujo paralelo y a contracorriente.

$$\varepsilon_{paralelo} = \frac{1 - \exp\left[-\frac{UA}{C_{min}}\left(1 + \frac{C_{min}}{C_{max}}\right)\right]}{1 + \frac{C_{min}}{C_{max}}} \quad \text{[Ecuación 2.6-11]}$$

Donde:

$\varepsilon_{paralelo}$ = efectividad de transferencia de calor flujo paralelo

C_{min} = razón de capacidad calorífica menor $\left(\frac{J}{s \cdot ^\circ C}\right)$

$C_{m\acute{a}x}$ = razón de capacidad calorífica mayor $\left(\frac{J}{s \cdot ^\circ C}\right)$

A = área superficial de transferencia de calor (m^2)

U = coeficiente global de transferencia de calor $\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right)$

“Por lo común en las relaciones de efectividad de los intercambiadores de calor, incluyen el grupo adimensional UA/C_{mín}. Esta cantidad se llama número de unidades de transferencia, NTU (por sus siglas en inglés). El valor de NTU es una medida del área superficial de transferencia de calor. Por ende, entre mayor sea el NTU, más grande es el intercambiador de calor”²⁰.

El número de unidades de transferencia, NTU se expresa como:

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}} \quad \text{[Ecuación 2.6-12]}$$

²⁰ CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 693.

Donde:

NTU = número de transferencia de unidades

C_{\min} = razón de capacidad calorífica menor $(\frac{J}{s - ^\circ C})$

A = área superficial de transferencia de calor (m^2)

U = coeficiente global de transferencia de calor $(\frac{W}{m^2 - ^\circ C})$

En el análisis de los intercambiadores de calor, resulta conveniente definir otra cantidad adimensional llamada relación de capacidades como:

$$c = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad [\text{Ecuación 2.6.13}]$$

Donde:

c = relación de capacidades

C_{\min} = razón de capacidad calorífica menor $(\frac{J}{s - ^\circ C})$

C_{\max} = razón de capacidad calorífica mayor $(\frac{J}{s - ^\circ C})$

Sustituyendo estos números se pueden simplificar las expresiones para calcular la efectividad de un intercambiador de calor; a continuación se muestra la ecuación para el cálculo de la efectividad de un intercambiador de calor que trabaja a contracorriente.

$$\epsilon_{\text{contracorriente}} = \frac{1 - \exp[-NTU(1-c)]}{1 - c \exp[-NTU(1-c)]} \quad [\text{Ecuación 2.6-14}]$$

Donde:

$\varepsilon_{\text{paralelo}}$ = efectividad de transferencia de calor flujo paralelo

NTU = número de transferencia de unidades

c = relación de capacidades

Cálculo de las pérdidas de calor en el ambiente

$$Q_p = A_s [h\Delta T + \varepsilon\sigma(T_2^4 - T_1^4)] \quad [\text{Ecuación No. 2.6-4}]$$

Donde:

Q_p = pérdida de calor al ambiente (kJ)

h = coeficiente convectivo de transferencia de calor del vapor (W/m

ΔT = diferencia de temperatura ($^{\circ}\text{C}$)

A_s = área superficial de transferencia de calor (m^2)

ε = emisividad del acero inoxidable

σ = constante de Boltzman

3. METODOLOGÍA

3.1. Variables

Son aquellas que afectan en el envasado de la salsa *ketchup*. A continuación se presentan las que se involucran en el proceso.

Tabla I. Variables involucradas en el proceso

Variable	Unidad	Dependiente	Independiente	Constante	No constante
Viscosidad aparente de salsa <i>ketchup</i>	Pa-s	X			X
Velocidad de deformación salsa <i>ketchup</i>	RPM		X		X
Temperatura ingreso salsa	°C		X		X
Temperatura salida salsa	°C		X		X
Flujo másico	kg/s		X	X	
Presión de vapor	psi		X		X
Largo tubería	m		X	X	
Diámetro nominal tubería 1	pulg		X	X	
Diámetro nominal tubería 2	pulg		X	X	
Diámetro nominal tubería 3	pulg		X	X	
Flujo de calor	W	X			X

Fuente: elaboración propia.

3.2. Delimitación de campo de estudio

El área donde se realizará la investigación es el sistema de pasteurización, esta consiste en un intercambiador de tubos concéntricos, donde se tomarán datos de las variables independientes como temperaturas y presión de ingreso de vapor.

Con estos datos se determinará la eficiencia real y teórica del sistema vapor-salsa, así como las pérdidas energéticas que este tenga; también se modelará una ecuación matemática del comportamiento de la eficiencia real del equipo en función de las variables involucradas.

3.3. Recursos humanos disponibles

- Encargado de área de pasteurización
 - Funciones: monitorear las temperaturas de ingreso y salida de la salsa y agua de enfriamiento. Proporcionar los parámetros de operación del equipo.

- Asistente del área de aseguramiento de calidad
 - Funciones: brindar valores fisicoquímicos de la salsa dulce. Asegurar que el producto estudiado cumpla con los parámetros.

3.4. Recursos materiales disponibles

- Equipo:
 - Viscosímetro marca Brookfield
 - Termocoplas
 - 2 manómetros

- Intercambiador de calor de tubos concéntricos
- Panel de monitoreo de temperaturas
- Beaker de 250 mL

3.5. Técnica cuantitativa

Mediante la investigación realizada sobre el sistema vapor-*ketchup*, el comportamiento de este último y la transferencia de calor, se realizaron análisis siguiendo la siguiente metodología.

3.5.1. Tipo de comportamiento reológico de la salsa *ketchup*

Para la determinación de las propiedades reológicas de la salsa *ketchup*, como el índice de comportamiento del mismo, se utilizó un viscosímetro de tambor rotatorio marca Brookfield, para realizar las respectivas mediciones. Luego se graficó la viscosidad aparente de la salsa *ketchup* en función de la velocidad de deformación o revoluciones por minuto del equipo, esta era la variable independiente.

3.5.2. Determinación de la eficiencia del intercambio de calor del sistema vapor-*ketchup*

En este paso se requirió calcula mediante ecuaciones encontradas en la bibliografía, la velocidad de transferencia de calor necesaria para elevar la temperatura de la salsa *ketchup* y la velocidad de transferencia de calor que realmente se produce dentro del sistema. Luego se hará una relación entre las mismas para determinar la eficiencia que posee el intercambiador de calor.

3.5.3. Cálculo de la eficacia del intercambiador de calor del sistema vapor-*ketchup*

Se calcula mediante la relación entre el flujo de transferencia de calor real que se transfiere en el sistema y el flujo de transferencia de calor máximo que puede alcanzar el sistema, para lo cual ya se calcularon previamente las propiedades térmicas de los fluidos involucrados.

3.6. Recolección y ordenamiento de la información

Para lograr alcanzar un óptimo resultado se procederá a ordenar los datos como se describe a continuación.

3.6.1. Medición de la viscosidad de la salsa *ketchup*

Se utilizó un viscosímetro de tambor rotatorio marca Brookfield, con el cual se midió la viscosidad del fluido en función de la velocidad de deformación.

3.6.1.1. Procesamiento de la medición de la viscosidad

Para determinar el comportamiento de estas dos variables, se graficó la viscosidad aparente en función de la velocidad de deformación y se ajustó la ecuación de la curva a un comportamiento potencial.

3.6.1.2. Relación de la viscosidad aparente de la salsa con la temperatura

Se midió la viscosidad aparente de la salsa *ketchup* a distintas temperaturas en un rango de 25 a 60 °C y se generó una ecuación que relaciona dichas variables.

3.6.2. Medición y recolección de las propiedades fisicoquímicas de los fluidos involucrados

Se tomará en cuenta la búsqueda en referencias bibliográficas e internet para los datos fisicoquímicos de ambos fluidos, y el uso del Manual del ingeniero químico. Para los datos del vapor de agua.

Por otro lado, para las propiedades fisicoquímicas de la salsa *ketchup* se medirán ciertos valores y otros se tomarán de literatura.

3.6.3. Medición de los parámetros del proceso

Medición del flujo másico, presión y temperaturas de proceso; así como las dimensiones de las tuberías que componen el sistema de intercambio de calor.

3.7. Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información

A continuación se describe y se demuestra la manera correcta de ordenar la información obtenida.

3.7.1. Mediciones y estudio del comportamiento de la viscosidad de la salsa *ketchup*

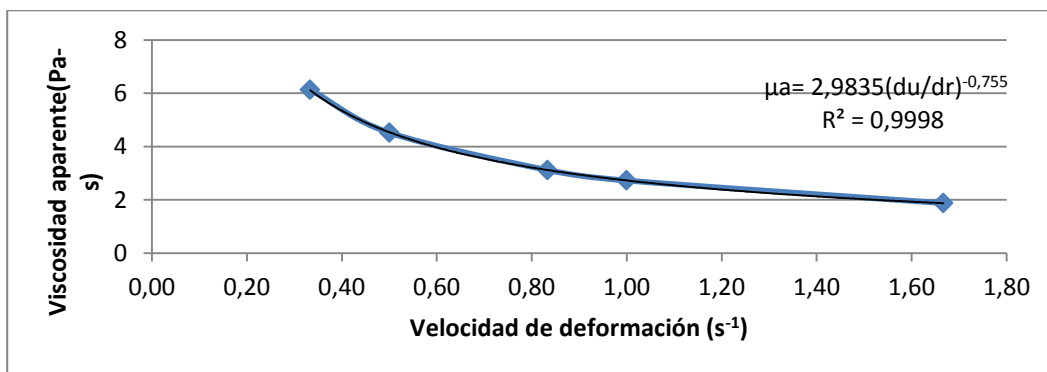
En la tabla II y III se muestra la medición y estudio del comportamiento de la viscosidad de la salsa *ketchup*. Asimismo, en las figuras 10 y 11 su comportamiento.

Tabla II. Mediciones de viscosidad aparente de la salsa *ketchup* a distintas velocidades de deformación

Núm corrida	Velocidad de deformación (rpm)	Velocidad de deformación (s^{-1})	Viscosidad aparente (cP)	Viscosidad aparente (Pa.s)
1	20	0,33	6 130,00	6,130
2	30	0,50	4 520,00	4,520
3	50	0,83	3 116,00	3,116
4	60	1,00	2 723,00	2,723
5	100	1,67	1 876,00	1,876

Fuente: elaboración propia.

Figura 10. Comportamiento de la viscosidad aparente (μ_a) en función de la velocidad de deformación (du/dr)



Fuente: elaboración propia.

De la ecuación que generó el comportamiento de la gráfica, se determinó el valor del índice de comportamiento del fluido; se observa que la ecuación de la gráfica sigue el mismo modelo que la ecuación núm. 2.2-3, por lo tanto:

$$n - 1 = -0,755$$

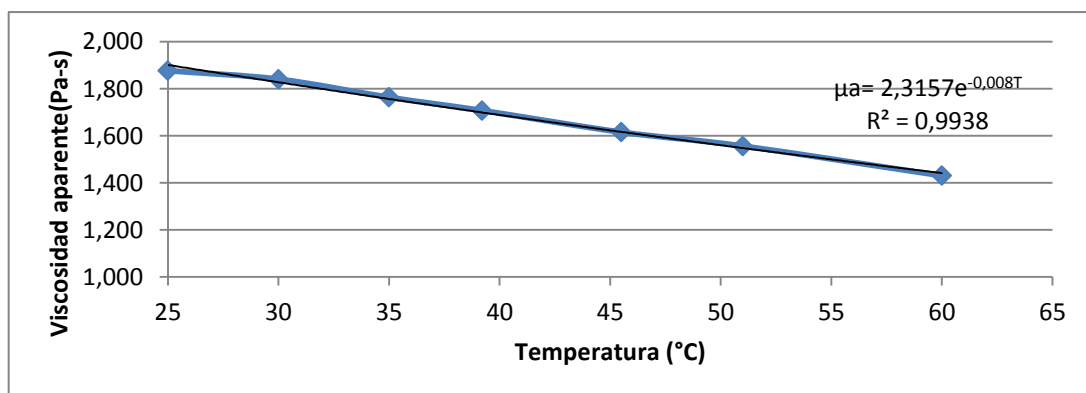
$$n = 0,245$$

Tabla III. **Medición de viscosidad aparente a distintas temperaturas**

T (°C)	Viscosidad aparente (cP)	Viscosidad aparente (Pa.s)
25,0	1 876	1,876
30,0	1 840	1,840
35,0	1 763	1,763
39,2	1 707	1,707
45,5	1 615	1,615
51,0	1 556	1,556
60,0	1 430	1,430

Fuente: elaboración propia.

Figura 11. **Comportamiento de la viscosidad aparente (μ_a) en función de la temperatura (T)**



Fuente: elaboración propia.

La ecuación generada se utilizará para determinar la viscosidad aparente de la salsa *ketchup* en función de la temperatura; la ecuación es la siguiente:

$$\mu_a = 2,3157e^{-0.008T} \quad [\text{Ecuación 3.7-1}]$$

μ_a = viscosidad aparente (Pa – s)

T = temperatura (°C)

3.7.2. Recopilación de las propiedades fisicoquímicas de los fluidos de trabajo

En las tablas IV se presenta la recopilación de los datos fisicoquímicos de los fluidos del trabajo.

Tabla IV. Datos fisicoquímicos del vapor de agua

Datos vapor saturado	
Pv (psi)	150,000
Pv (atm)	10,204
Pva (atm)	11,044
Pva (bar)	11,190
T (°C)	184,675
T (K)	457,825
Cp (kJ/kg-K)	2,654
λ_{vap} (kJ/kg)	1998,525
μ (Pa-s)	1,51E-05
mv (kg/s)	0,1348
K (W/m-k)	0,034
Pr	1,163

Fuente: elaboración propia, con datos del anexo 4.

Tabla V. **Datos fisicoquímicos de la salsa *ketchup***

Datos salsa <i>ketchup</i>	
T1k (°C)	25
T1k (K)	298,15
T2k (°C)	115
T2k (K)	388,15
mk (kg/s)	0,75
Tmk (°C)	70
Tmk (K)	343,15
Cpk (kJ/kg-K)	3,99
μ_k (Pa-s)	1,32

Fuente: elaboración propia.

3.7.3. Medición de las variables involucradas en el proceso

A continuación, en las tablas VI, VII y VIII se presenta la medición de las variables del proceso.

Tabla VI. **Medición de temperatura de ingreso y salida de salsa *ketchup***

Tiempo (min)	Temperatura ingreso salsa (Tis)	Temperatura salida salsa (Tss)
1,5	24	111
3,0	26	113
4,5	25	115
6,0	25	116
7,5	24	116
9,0	26	115
10,5	25	115
12,0	25	117
13,5	25	116
15,0	25	116
Promedio	25	115

Fuente: elaboración propia.

Tabla VII. **Medición de presión de vapor al ingreso del sistema**

Tiempo (min)	Presión de ingreso del vapor (Pv)
1,5	150
3,0	150
4,5	150
6,0	150
7,5	150
9,0	150
10,5	150
12,0	150
13,5	150
15,0	150
Promedio	150

Fuente: elaboración propia.

Tabla VIII. **Dimensiones de tuberías de acero inoxidable**

Núm. tubería	Diámetro nominal (pulg)	De (m)	Di (m)	Espesor (m)
1	2	0,06030	0,05702	0,00164
2	3	0,08890	0,08468	0,00211
3	4	0,11430	0,11008	0,00211

Fuente: elaboración propia, con datos del anexo 3.

3.7.4. Cálculo de número del Reynolds de los fluidos

En las tablas IX y X se describen los cálculos del número Reynolds de los fluidos. Asimismo, en las tablas XI el de Prandth y en la tabla XII, de Nusselt.

Tabla IX. **Cálculo del área de flujo y diámetro equivalente de tuberías**

Núm. tubería	Área de flujo (m ²)	Diámetro equivalente (m)
1	0,00255	0,05702
2	0,00278	0,05862
3	0,00331	0,04741

Fuente: elaboración propia.

Tabla X. **Cálculo de número de Reynolds para el vapor**

Núm. tubería	Fluido	Velocidad másica (kg/m-s)	Núm. Reynolds
1	Vapor de agua	26,387	99 536,318
3	Vapor de agua	20,357	63 842,079

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.3-12.

Tabla XI. **Cálculo del número de Prandtl para el vapor**

T (K)	Pv (bar)	Cp (kJ/kg-K)	μ (Pa-s)	K (W/m-k)	Pr
450,000	9,319	2,560	1,49E-05	0,033	1,140
457,825	11,190	2,654	1,51E-05	0,034	1,163
460,000	11,710	2,68	1,52E-05	0,0346	1,17

Fuente: PERRY, R. *Manual del ingeniero químico*. p. 3-283.

Tabla XII. **Cálculo del número de Nusselt para el vapor**

Núm. tubería	Re	Pr	Nu
1	99 536,318	1,163	282,923
3	63 842,079	1,163	198,321

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.3-14.

3.7.5. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor convectivo para el vapor de agua y la salsa *ketchup*

La descripción del coeficiente de la franquicia del valor convectivo del vapor de agua se muestra en la tabla XIII.

Tabla XIII. **Coeficiente de transferencia de calor convectivo del vapor de agua**

Núm. tubería	Diámetro equivalente (m)	k (W/m-K)	Número de Nusselt	h (W/m ² -K)	h corregido
1	0,05702	0,034	282,923	170,060	160,810
3	0,04741	0,034	198,321	143,383	136,576

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.3-13.

Se observó en la tabla que se calculó el valor corregido del coeficiente de transferencia de calor convectivo para la tubería 1. Debido a que su valor de “h” original se calculó tomando como base el diámetro interno de la tubería, y se debe tomar el diámetro externo de la misma debido a que es ahí donde existe la transferencia de calor del vapor hacia la salsa *ketchup*.

Para la determinación del valor del coeficiente de transferencia de calor convectivo de la salsa *ketchup*, se calculó primero el número de Nusselt, utilizando la ecuación núm. 2.3-12, y luego se resolvió para “h” la ecuación 2.3-15.

Tabla XIV. **Coefficiente de transferencia de calor convectivo de la salsa *ketchup***

T (°C)	25,000
k	2,9835
n	0,2450
Tipo fluido	Pseudoplástico
Nusalsa	5,3240
K (W/m-K)	0,6000
De2 (m)	0,0586
h (W/m ² -K)	54,495

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.3-15.

3.7.6. Cálculo de la velocidad de transferencia de calor real dentro del sistema

Como ya se ha mencionado en la ecuación 2.6.5. ahora con base a datos obtenidos se procederá a obtener la velocidad de transferencia de calor real dentro del sistema.

3.7.6.1. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor del sistema

La descripción del coeficiente global de la franquicia de transferencia de calor se muestra en la tabla XIII.

Tabla XV. **Cálculo coeficiente global de transferencia de calor**

Núm. tubería	h (W/m ² -K)	h corregido (W/m ² -K)	1/U	U (W/m ² -K)
1	170,060	160,810	0,024	42,358
3	143,383	136,576	0,026	38,953

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.6-5.

El proceso de transferencia de calor se da mediante la recirculación del producto durante 15 minutos, se estimó que la salsa *ketchup* se hace circular por el sistema 10 veces, por lo cual se hará la suposición que el área superficial se extiende 10 veces.

Tabla XVI. **Cálculo del área superficial de transferencia de calor**

Núm. tubería	Diámetro (m)	As (m2)
1	0,06030	41,68
3	0,08468	58,53

Fuente: elaboración propia.

Se procedió a calcular el valor de la temperatura logarítmica media (MLDT), tomando en cuenta las temperaturas de entrada y salida del sistema.

Tabla XVII. **Cálculo de la temperatura logarítmica media**

T1k (K)	298,15
T2k (K)	388,15
T1v (K)	457,83
T2v (K)	457,83
ΔT_{LM} (K)	108,53

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.6-8.

Finamente se calculó la velocidad de transferencia de calor de ambos lados del vapor (tubería 1 y 3) y se sumaron estas para determinar la velocidad total de transferencia de calor.

Tabla XVIII. **Cálculo de velocidad de transferencia de calor real**

Núm. tubería	U (W/m ² -K)	As (m ²)	Q (kW)
1	42,358	41,68	191,58
3	38,953	58,53	247,41
Total			438,99

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.6-5.

3.7.7. Cálculo de la eficiencia de transferencia de calor del pasteurizador

Se relacionó la velocidad de transferencia de calor necesaria para calentar la salsa *ketchup* (valor teórico) con la velocidad de transferencia de calor que existe dentro del sistema (valor real).

Tabla XIX. **Eficiencia de transferencia de calor**

Q _k (W)	269,33
Q (W)	438,99
η (%)	61,35 %

Fuente: elaboración propia.

3.7.8. Cálculo de la pérdida de calor en el sistema por convección y radiación

Como se mencionó anteriormente, el sistema de intercambio de calor no cuenta con aislamiento, por lo tanto existen pérdidas de energía al ambiente debido al vapor que se encuentra en la tubería 3.

Tabla XX. **Energía perdida al ambiente**

T (K)	457,83
Tw (K)	448,15
hc (W/m ² -K)	1
ε	5,68E-08
σ (W/m ² -K ⁴)	0,44
Qp/A (kW/m ²)	1477,08
Qp (kW)	116,69

Fuente: elaboración propia, con datos de la ecuación 2.6-4.

3.8. Análisis estadístico

Para realizar el análisis estadístico se utilizará solamente la media aritmética y la desviación estándar de los datos tabulados.

$$x = \frac{\sum_{i=1}^N x_i}{N} \quad [\text{Ecuación 3.8-1}]$$

Donde:

x = media aritmética

x_i = valor del dato en la corrida "i"

N = número de datos

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (x - x_i)^2}{N}} \quad [\text{Ecuación 3.8-2}]$$

Donde:

σ = desviación estándar

x = media aritmética

x_i = valor del dato en la corrida "i"

N = número de datos

Tabla XXI. **Promedio y desviación estándar de los valores medidos de presión y temperatura**

Tiempo (min)	Temperatura ingreso salsa (Tis)	Temperatura salida salsa (Tss)	Presión de ingreso del vapor (Pv)
1,5	24	111	150
3,0	26	113	150
4,5	25	115	150
6,0	25	116	150
7,5	24	116	150
9,0	26	115	150
10,5	25	115	150
12,0	25	117	150
13,5	25	116	150
15,0	25	116	150
Promedio	25	115	150
Desviación estándar	0,667	1,764	0

Fuente: elaboración propia.

4. RESULTADOS

En la tabla XVI se describe la eficiencia de transferencia de calor.

Tabla XXII. **Eficiencia de transferencia de calor**

Q (kW)	269,33
Q _{real} (kW)	438,99
η (%)	61,35%

Fuente: elaboración propia.

4.1. Balance energético de la transferencia de calor dentro del sistema

A continuación se desarrolla el balance energético.

$$Q - Q_p - Q_r = Q_k \quad \text{[Ecuación 4.2-1]}$$

Donde:

Q = calor teórico entregado por el vapor (kW)

Q_p = calor perdido al ambiente (kW)

Q_r = calor residual del sistema (kW)

Q_k = calor necesario para la salsa ketchup (kW)

$$Q - Q_p - m_k C_{p_k} (T_{k2} - T_{k1}) = Q_r \quad \text{[Ecuación 4.2-2]}$$
$$\frac{438,99 \text{kJ}}{\text{s}} - \frac{116,69 \text{kJ}}{\text{s}} - \left(\frac{0,75 \text{kg}}{\text{s}} \right) (3,99 \text{kJ/kg} - \text{K})(115^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = Q_r$$

$$Q_r = 52,975 \text{ kW}$$

4.2. Causas que provocan pérdidas de energía en el equipo

Se muestra en la tabla XVII las causas que se provocan.

Tabla XXIII. Causas que provocan pérdidas de energía

Causas
Pequeñas fugas en tubería de flujo de vapor (52,975 kW)
Falta de material aislante en las tuberías de vapor (116,69kW)
Ausencia de material aislante en la parte externa del intercambiador de calor (Parte del enunciado 2 de la tabla).

Fuente: elaboración propia.

4.3. Propuesta de mejoras a realizar en el equipo

A continuación se presenta en la tabla XVIII, la propuesta de mejoras.

Tabla XXIV. Propuesta de mejoras al sistema

Mejoras
1. Realizar una inspección general de toda la tubería de vapor en busca de fugas
2. Utilizar un material aislante de calor para la tubería 3. Como lana de vidrio
3. Compra de equipo nuevo de monitoreo de la alimentación de vapor
4. Instalar equipo que permita graduar el flujo másico de salsa ketchup

Fuente: elaboración propia.

4.4. Modelado de una ecuación matemática que describa el comportamiento de la eficiencia del sistema

Resolviendo la ecuación núm. 4.2-2 para calcular la eficiencia:

$$\eta = \frac{m_k C_{p_k} (T_2 - T_1)}{Q_1 + Q_2} \quad [\text{Ecuación 4.3-3}]$$

$$\eta = \frac{m_k C_{p_k} (T_2 - T_1)}{[(U_1)(A_{s1})(\Delta T_{LM}) + (U_2)(A_{s2})(\Delta T_{LM})]} \quad [\text{Ecuación 4.3-4}]$$

Donde:

η = eficiencia térmica (%)

m_k = flujo másico de salsa ketchup ($\frac{\text{kg}}{\text{s}}$)

C_{p_k} = calor específico de la salsa ketchup ($\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$)

$T_{1,2}$ = temperatura inicial y final de la salsa ketchup ($^{\circ}\text{C}$)

$U_{1,2}$ = coeficiente global de transferencia de calor ($\frac{\text{kW}}{\text{m}^2 - \text{K}}$)

$A_{s1,2}$ = área superficial de transferencia de calor (m^2)

ΔT_{LM} = temperatura logarítmica media (K)

Tomar en cuenta que los valores de Q, se determinaron con los valores de operación del equipo y es mayor que la transferencia de calor requerida para elevar la temperatura de la salsa *ketchup*.

5. INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

Para la presente investigación se hizo una evaluación energética que se realizó sobre el pasteurizador de tubos concéntricos, delimitada al sistema de transferencia de calor entre el vapor de agua y la salsa *ketchup*, así como la propuesta de mejoras a dicho sistema, para aumentar la eficiencia en la transferencia de calor.

Al ser la salsa *ketchup* un fluido no newtoniano, se tuvo que caracterizar primero para determinar el tipo de comportamiento que presenta la viscosidad de dicho fluido, para lo cual se midió la viscosidad del mismo a distintas velocidades de deformación del fluido, ajustadas mediante un viscosímetro marca Brookfield.

Debido a que el proceso de transferencia de calor involucra un gradiente de temperatura, se determinó la viscosidad del fluido a la temperatura promedio de trabajo en el sistema, para ello se obtuvo una ecuación que relaciona la temperatura con la viscosidad (Ec. 3.7-1) mediante la figura 11, que presenta un comportamiento exponencial.

Una vez determinadas las propiedades reológicas del fluido, se procedió a calcular las propiedades térmicas de los fluidos de trabajo (vapor de agua y salsa *ketchup*).

Se determinó la transferencia de calor real existente dentro del sistema, donde se realizaron las siguientes simplificaciones: el flujo de calor por

radiación es despreciable, no se tomó en cuenta un factor de incrustación, porque se cambiaron tuberías recientemente.

Para determinar dicho valor se calcularon los números adimensionales para el flujo de vapor de Reynolds y Prandtl; y el número de Nusselt que se utilizó para determinar los coeficientes convectivos de transferencia de calor, así como los valores del coeficiente global de transferencia de calor.

Se obtuvo un valor de velocidad de transferencia de calor real de 433,11 kW, al relacionarlo con el valor teórico de 269,33 kW, se pudo obtener la eficiencia de la transferencia de calor, la cual tuvo un valor del 62,18 %. Lo cual indicó que su valor restante, es decir el 37,82 % (163,78 kW), son pérdidas del calor real que se genera con el vapor de agua.

Este valor, que constituye cerca de la mitad de la energía suministrada, se pierde por distintos medios, por ejemplo: fugas en la tubería que transporta el vapor hacia el intercambiador, ausencia de materiales aislantes en la tubería exterior del intercambiador de calor y en la tubería que transporta el vapor.

Se cuantificó el valor del calor perdido en el sistema por ausencia de este material aislante, mediante la (Ec. 2.6-4), el cual fue de 116,69 kW, indicó que la mayoría del calor perdido se atribuye a ello.

Por lo tanto, se propuso que la compañía comprara material aislante, como lana de vidrio (conductividad térmica de 0,0414 W/m-K), debido a su bajo costo y alta resistencia térmica, la compra de equipo de monitoreo de temperatura y presión de vapor, así como instalar equipo que permita graduar el flujo másico de la salsa *ketchup*.

Al final del estudio se realizó un modelo matemático para calcular de un modo más fácil la eficiencia del equipo, tomando en cuenta las variables involucradas, la ecuación núm. 4.3-4 muestra que, si se aumenta el flujo másico de la salsa *ketchup*, puede aumentarse la eficiencia del mismo.

$$\eta = \frac{m_k C_{p_k} (T_2 - T_1)}{[(U_1)(A_{s1})(\Delta T_{LM}) + (U_2)(A_{s2})(\Delta T_{LM})]}$$

Dicho modelo relacionó el calor necesario para aumentar la temperatura de la salsa *ketchup* con el calor suministrado por el flujo de vapor en ambos lados del sistema, por lo que se debe tener cuidado al momento de elegir el área superficial de transferencia de calor. Cabe resaltar que dicho modelo es aplicable, únicamente, al intercambiador de calor empleado en la empresa.

Se graficó el comportamiento de la viscosidad aparente en función de la velocidad de deformación del fluido, donde, según se observó en la figura 10, esta posee comportamiento potencial, lo cual indicó que la salsa *ketchup* es un fluido no newtoniano que sigue la ley de potencia de Oswalt-de Waele.

6. LOGROS OBTENIDOS

1. Caracterización de los parámetros físicos de la salsa *ketchup* y determinación del comportamiento reológico del mismo.
2. Obtención del valor de la eficiencia de transferencia de calor del equipo para poder buscar formas de aumentarla.
3. Aumento de la eficiencia energética al implementar los cambios sugeridos.
4. Al conocer los parámetros con los cuales se lleva a cabo el proceso, se obtuvo un mayor control del mismo.
5. Generación de un modelo matemático a partir del balance energético, para determinar la eficiencia del equipo de un modo más rápido.

CONCLUSIONES

1. Al realizar la evaluación energética del intercambiador de calor de tubos concéntricos, se determinó el valor de la eficiencia del mismo, el cual fue del 61,35 %.
2. El calor que se pierde en el sistema es debido, en mayor parte, a la ausencia de materiales aislantes, con un valor de 116,69 kW.
3. Se calculó, según las pérdidas del sistema, por ausencia de material aislante que el costo de combustible asciende a un 33,22 % adicional, tomando en cuenta una eficiencia de caldera del 80 % (anexo 7).
4. Las causas que producen las pérdidas energéticas son: ausencia de aislantes en las tuberías de vapor y pequeñas fugas en la tubería de alimentación del vapor.
5. Se determinó el modelo matemático para el cálculo de la eficiencia energética con aplicación del balance energético.

RECOMENDACIONES

1. Caracterizar cada fluido que se vaya a utilizar dentro del intercambiador de calor.
2. Determinar experimentalmente las propiedades fisicoquímicas de la salsa que se someterá a tratamiento térmico y colocarlas en un formato.
3. Darle mantenimiento periódico al equipo, inspeccionando si no existen incrustaciones dentro del mismo.
4. Implementar las mejoras sugeridas para aumentar la eficiencia del equipo.
5. Como soluciones para mejorar la eficiencia del sistema, se propuso colocar materiales aislantes en las tuberías de vapor e implementar un sistema que permita graduar el flujo másico de la salsa *ketchup*.

BIBLIOGRAFÍA

1. BERK, Zeki. *Food process engineering and technology*. Israel: Academic Press. 2009. 605 p.
2. CENGEL, Yunus A. *Transferencia de calor*. 2a Ed. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2004. 793 p.
3. GEANKOPLIS, C. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. 3a ed. México: CECSA, 1999. 1008 p.
4. KERN, D. *Procesos de transferencia de calor*. MARINO, Nicolás (trad.) México: CECSA, 1999. 980 p.
5. McCABE, W. SMITH; J. HARRIOT, P. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 4a ed. Estados Unidos: McGraw-Hill. 1991. 1112 p.
6. MOTT, Robert. *Mecánica de fluidos*. ENRÍQUEZ, Javier (trad.). 6a ed. México: McGraw-Hill, 2006. 644 p.
7. PERRY, R. *Manual del Ingeniero químico*. 6a ed. México: McGraw-Hill. 2002. p. 2513.
8. RAMÍREZ NAVAS, Juan Sebastián. *Introducción a la reología de los alimentos*. ReCiTeIA (ed. Lit.). Colombia: ReCiTeIA, 2006. 46 p. V. 6, n. 1.

9. ROHSENOW, Warren; HARTNETT, James; CHO, Young. *Handbook of heat transfer*. 3a ed. Estados Unidos: McGraw-Hill. 1998. 1501 p.

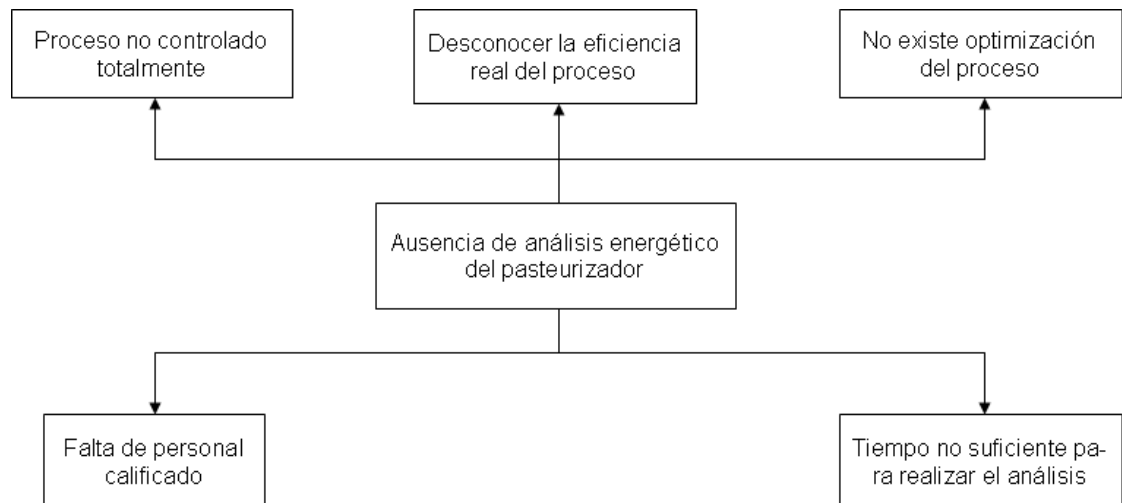
APÉNDICES

Apéndice 1. **Tabla de requisitos académicos**

Curso	Estado
Balance de masa y energía (IQ-1)	Aprobado
Flujo de fluidos (IQ-2)	Aprobado
Transferencia de calor (IQ-3)	Aprobado

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 2. **Árbol del problema**

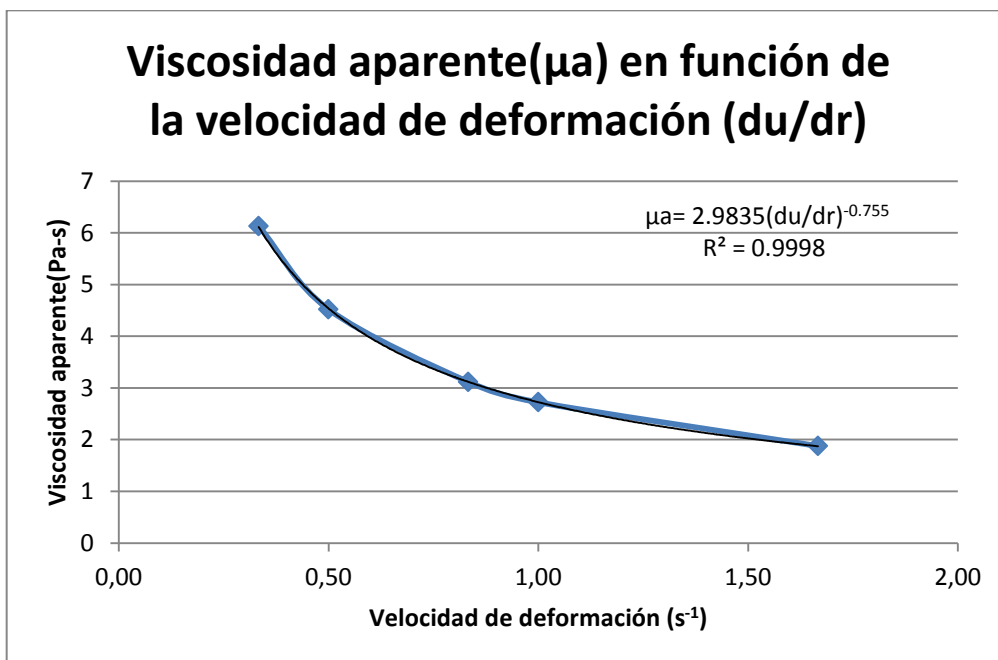


Fuente: elaboración propia.

Apéndice 3. **Determinación del comportamiento de la viscosidad aparente de la salsa *ketchup***

Se midió la viscosidad aparente de la salsa *ketchup*, mediante el uso de un viscosímetro marca Brookfield. Se puede apreciar en la siguiente figura que ésta posee el comportamiento que posee un fluido no newtoniano.

Figura 1. **Comportamiento de la viscosidad aparente en función de la velocidad de deformación**



Fuente: elaboración propia, con datos obtenidos de la tabla I.

Apéndice 4. **Determinación de porcentaje de costo de combustible para la caldera**

$$\%C = \frac{Q_p}{Q_{real} * \eta_{caldera}} \quad [\text{Ec. A1}]$$

Donde:

%C = porcentaje adicional del costo

Q = calor teórico entregado por el vapor (kW)

Q_p = calor perdido al ambiente (kW)

η_{caldera} = eficiencia de caldera

$$\%C = \frac{116,69\text{kW}}{438,99\text{kW} * 0,80}$$

$$\%C = 33,22\%$$

Fuente: elaboración propia.

ANEXOS

Anexo 1. Propiedades de alimentos comunes

TABLA A-7

Propiedades de alimentos comunes
a) Calores específicos y propiedades en el punto de congelación

Alimento	Contenido de agua, ^a % (masa)	Punto de congelación ^b °C	Calor específico ^c kJ/kg · °C		Calor latente de fusión, ^d kJ/kg	Alimento	Contenido de agua, ^a % (masa)	Punto de congelación ^b °C	Calor específico ^c kJ/kg · °C		Calor latente de fusión, ^d kJ/kg
			Arriba del punto de congelación	Debajo del punto de congelación					Arriba del punto de congelación	Debajo del punto de congelación	
Vegetales											
Aicacohofas	84	-1.2	3.65	1.90	281	Duraznos	89	-0.9	3.82	1.95	297
Apodrajados	93	-0.6	3.96	2.01	311	Papas	83	-1.6	3.62	1.89	277
Frijoles	89	-0.7	3.82	1.96	297	Papas	85	-1.0	3.69	1.91	284
Brócoli	90	-0.6	3.96	1.97	301	Cruetas	86	-0.8	3.72	1.92	287
Col	92	-0.9	3.92	2.00	307	Membrillos	85	-2.0	3.69	1.91	284
Zanahorias	88	-1.4	3.79	1.95	294	Papas	18	—	—	1.07	60
Coliflor	92	-0.8	3.92	2.00	307	Fresas	90	-0.8	3.80	1.97	301
Ajo	94	-0.5	3.99	2.02	314	Mandarinas	87	-1.1	3.75	1.94	291
Maíz tierno	74	-0.6	3.32	1.77	247	Sandías	93	-0.4	3.96	2.01	311
Pecheros	96	-0.5	4.06	2.05	321	Pescado/mariscos					
Berriena	93	-0.8	3.96	2.01	311	Bacalao entero	78	-2.2	3.45	1.82	261
Rábano	75	-1.8	3.35	1.78	251	Hipopótamo entero	75	-2.2	3.35	1.78	251
Porro	85	-0.7	3.67	1.91	284	Langosta	79	-2.2	3.49	1.84	264
Lechuga	95	-0.2	4.02	2.04	317	Macarela	57	-2.2	2.75	1.56	190
Hongos	91	-0.9	3.89	1.99	304	Salmón entero	64	-2.2	2.98	1.65	214
Quimbombó	90	-1.8	3.86	1.97	301	Camaron	83	-2.2	3.62	1.89	277
Cebollas frescas	89	-0.9	3.82	1.96	297	Carnes					
Cebollas secas	88	-0.8	3.79	1.95	294	Res, canal de	49	-1.7	2.48	1.45	164
Porra	85	-1.1	3.69	1.91	284	Hígado	70	-1.7	3.18	1.72	234
Perceal	74	-0.6	3.32	1.77	247	Bratéc	67	—	3.08	1.68	224
Chicharos frescos	74	-0.6	3.32	1.77	247	Lomo	56	—	2.72	1.55	187
Pimientos	92	-0.7	3.92	2.00	307	Pollo	74	-2.8	3.32	1.77	247
Papas	78	-0.6	3.45	1.82	261	Condens, pierna de	65	—	3.02	1.65	217
Calabazas	91	-0.8	3.89	1.99	304	Carro, canal de	37	—	2.08	1.31	124
Espinaca	93	-0.3	3.96	2.01	311	Jamón	96	-1.7	2.72	1.55	187
Tomate rojo	94	-0.5	3.99	2.02	314	Salchicha de puerco	38	—	2.11	1.32	127
Nabos	92	-1.1	3.92	2.00	307	Pavo	64	—	2.98	1.65	214
Frutas											
Manzanas	84	-1.1	3.65	1.90	281	Otros					
Chocacanos	85	-1.1	3.69	1.91	284	Almendras	5	—	—	0.89	17
Agacatas	65	-0.3	3.02	1.66	217	Mantequilla	16	—	—	1.04	53
Plátanos	75	-0.8	3.38	1.78	251	Queso americano	37	-12.0	2.08	1.31	124
Meras azules	82	-1.6	3.59	1.87	274	Queso suizo	39	-10.0	2.15	1.33	130
Melones	92	-1.2	3.52	2.00	307	Chocolite con leche	1	—	—	0.85	3
Derezas ácidas	84	-1.7	3.65	1.90	281	Huevos enteros	74	-0.6	3.32	1.77	247
Carazas dulces	80	-1.8	3.52	1.85	267	Miel de abeja	17	—	—	1.05	57
Higos secos	23	—	—	1.13	77	Mantecado	63	-5.8	2.95	1.63	210
Higos frescos	78	-2.4	3.45	1.82	261	Lleche entera	88	-0.6	3.79	1.95	264
Tanaja	89	-1.1	3.82	1.96	297	Lacafrutas	5	—	—	0.92	20
Uvas	82	-1.1	3.59	1.87	274	Lacafrutas teñidas	2	—	—	0.87	7
Limonas	89	-1.4	3.82	1.96	297	Nueces encascladas	3	—	—	0.87	10
Aceitunas	75	-1.4	3.35	1.78	251	Nueca	4	—	—	0.88	13
Naranjas	87	-0.8	3.75	1.94	291						

Fuentes: Los datos sobre los contenidos de agua y los puntos de congelación se tomaron del Handbook of Fundamentals de la ASHRAE, versión en el SI (Atlanta, GA: American Society of Heating, Refrigerating, and Air Conditioning Engineers, Inc., 1993), Cap. 30, tabla I. Usado con autorización. El punto de congelación es la temperatura a la cual esa congelación se inicia para las frutas y los vegetales, y la temperatura promedio de congelación para los otros alimentos.

^aLos datos del calor específico están basados en los valores del calor específico del agua y el hielo a 0°C y se determinan con base en las fórmulas de Sebel: $C_{s, arriba} = 3.35 \times (\text{contenido de agua}) + 0.84$, arriba del punto de congelación, y $C_{s, debajo} = 1.25 \times (\text{contenido de agua}) + 0.81$, debajo del punto de congelación.

^dEl calor latente de fusión se determina al multiplicar el calor de fusión del agua (334 kJ/kg) por el contenido de agua del alimento.

Fuente: CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 727.

Anexo 2. Dimensiones de tuberías de acero inoxidable



SERIE INDUSTRIAL SCH. 5S / 10S								
DIMENSIONES SEGÚN ANSI-B 36.19								
ASTM A-269 / A-312								
TUBOS CON COSTURA - Acero inoxidable AISI 304 - Con costura - Normas ASTM A-269 / A-312 - ANSI-B 36.19 - Acabamiento mate								
DN (Inch.)	SCHEDULE 5S				SCHEDULE 10S			
	Ø Ext. A (mm.)	Ø Int. B (mm.)	Espesor Pared C (mm.)	Kg. / Metro	Ø Ext. A (mm.)	Ø Int. B (mm.)	Espesor Pared C (mm.)	Peso Kg. / Metro
1/2"	21.30	18.03	1.65	0.80	21.30	17.12	2.11	1.00
3/4"	26.70	23.37	1.65	1.03	26.70	22.45	2.11	1.28
1"	33.40	30.10	1.65	1.30	33.40	27.86	2.77	2.08
1,1/2"	48.30	44.96	1.65	1.91	48.30	42.72	2.77	3.11
2"	60.30	57.02	1.65	2.40	60.30	54.78	2.77	3.93
3"	88.90	84.68	2.11	4.51	88.90	82.80	3.05	6.44
4"	114.30	110.08	2.11	5.83	114.30	108.20	3.05	8.32

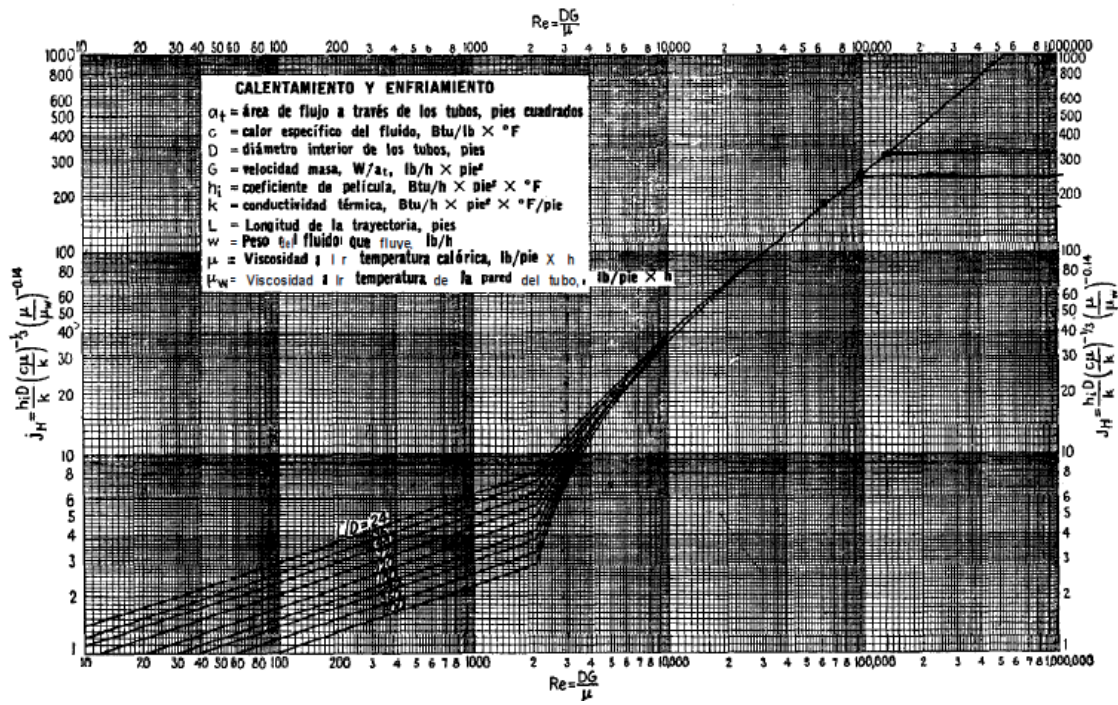
Fuente: CENGEL, Yunus. *Transferencia de calor*. p. 550.

Anexo 3. Tabla de vapor saturado

TABLA 3-302 Vapor saturado

Temperatura, K	Presión, bar*	Volumen, m ³ /kg		Entalpía, kJ/kg		Entropía, kJ/(kg·K)		Calor específico, C _p , kJ/(kg·K)		Viscosidad, N·s/m ²		Conductividad térmica, W/(m·K)		Núm. de Prandtl		Tensión superficial, (N/m) Caudensado†	Temperatura, K		
		Caudensado‡		Vapor		Caudensado‡		Vapor		Caudensado‡		Vapor		Caudensado‡				Vapor	
		Condensado	Vapor	Condensado	Vapor	Condensado	Vapor	Condensado	Vapor	Condensado	Vapor	Condensado	Vapor	Condensado	Vapor			Condensado	Vapor
150	6.30 - 11	1.073 - 3	9.55 - 9	-509.6	2223	-2.197	26.54	1.155									150		
160	7.72 - 10	1.074 - 3	9.62 - 8	-525.7	2291	-2.108	15.49	1.233					3.52				160		
170	7.89 - 9	1.076 - 3	1.06 - 8	-511.7	2310	-2.026	14.52	1.311					3.18				170		
180	5.38 - 8	1.077 - 3	1.55 - 7	-497.8	2329	-1.947	13.76	1.389					3.04				180		
190	3.23 - 7	1.078 - 3	2.72 - 6	-483.8	2347	-1.868	13.03	1.467					3.18				190		
200	1.62 - 6	1.079 - 3	5.69 - 5	-467.5	2366	-1.789	12.38	1.545					2.42				200		
210	7.01 - 6	1.081 - 3	1.39 - 5	-451.5	2384	-1.711	11.79	1.623					2.79				210		
220	2.65 - 5	1.082 - 3	3.93 - 4	-435.0	2401	-1.633	11.20	1.701					2.69				220		
230	8.91 - 5	1.084 - 3	1.18 - 4	-418.3	2421	-1.555	10.79	1.779					2.59				230		
240	3.72 - 4	1.085 - 3	4.07 - 3	-400.1	2440	-1.476	10.35	1.857					2.50				240		
250	7.59 - 4	1.087 - 3	1.52 - 3	-381.5	2459	-1.400	9.954	1.935					2.42				250		
255	1.23 - 3	1.087 - 3	6.66 - 4	-369.8	2468	-1.351	9.758	1.974					2.36				255		
260	1.96 - 3	1.088 - 3	6.12 - 4	-360.5	2477	-1.325	9.590	2.013					2.35				260		
265	3.06 - 3	1.089 - 3	4.00 - 4	-351.2	2486	-1.251	9.461	2.052					2.31				265		
270	4.68 - 3	1.090 - 3	2.65 - 4	-339.6	2496	-1.256	9.255	2.091					2.27				270		
273.15	6.11 - 3	1.091 - 3	2.06 - 3	-333.5	2502	-1.221	9.159	2.116					2.26				273.15		
273.15	0.00611	1.000 - 3	206.3	0	2502	0.000	8.158	4.217	1.654	1750 - 6	9.02 - 6	0.569	0.0182	12.99		0.815	273.15		
273	0.00607	1.000 - 3	181.7	7.4	2505	0.028	8.109	4.211	1.553	1652 - 6	2.09 - 6	0.574	0.0183	12.22		0.817	273		
280	0.00600	1.000 - 3	150.4	24.4	2514	0.104	8.060	4.196	1.558	1422 - 6	8.20 - 6	0.582	0.0186	10.26		0.825	280		
285	0.01387	1.000 - 3	99.4	49.8	2523	0.178	8.057	4.189	1.561	1225 - 6	8.49 - 6	0.590	0.0189	8.81		0.833	285		
290	0.01917	1.001 - 3	69.7	70.7	2532	0.251	8.749	4.184	1.564	1060 - 6	9.69 - 6	0.598	0.0193	7.59		0.841	290		
295	0.02617	1.002 - 3	51.94	91.6	2541	0.323	8.627	4.181	1.568	850 - 6	8.82 - 6	0.605	0.0195	6.62		0.849	295		
300	0.03551	1.003 - 3	39.12	112.5	2550	0.393	8.520	4.179	1.572	685 - 6	9.06 - 6	0.613	0.0196	5.83		0.857	300		
305	0.04732	1.005 - 3	27.90	133.4	2559	0.462	8.417	4.176	1.577	799 - 6	9.29 - 6	0.620	0.0201	5.20		0.865	305		
310	0.06221	1.007 - 3	22.93	154.3	2568	0.530	8.319	4.174	1.582	695 - 6	9.49 - 6	0.628	0.0204	4.62		0.873	310		
315	0.08132	1.009 - 3	17.42	175.2	2577	0.597	8.224	4.179	1.588	631 - 6	9.69 - 6	0.634	0.0207	4.18		0.880	315		
320	0.1053	1.011 - 3	13.98	196.1	2586	0.664	8.151	4.190	1.595	577 - 6	9.89 - 6	0.640	0.0210	3.77		0.884	320		
325	0.1351	1.013 - 3	11.06	217.0	2595	0.727	8.086	4.192	1.603	525 - 6	10.09 - 6	0.645	0.0213	3.42		0.901	325		
330	0.1719	1.016 - 3	8.82	237.9	2604	0.781	7.962	4.185	1.611	483 - 6	10.29 - 6	0.650	0.0217	3.15		0.906	330		
335	0.2167	1.018 - 3	7.09	259.6	2613	0.854	7.881	4.186	1.620	452 - 6	10.49 - 6	0.655	0.0220	2.89		0.916	335		
340	0.2713	1.021 - 3	5.74	279.6	2622	0.910	7.804	4.188	1.630	420 - 6	10.69 - 6	0.660	0.0223	2.66		0.925	340		
345	0.3372	1.024 - 3	4.683	300.7	2630	0.977	7.729	4.191	1.641	388 - 6	10.89 - 6	0.665	0.0226	2.45		0.933	345		
350	0.4163	1.027 - 3	3.846	321.7	2639	1.038	7.657	4.193	1.654	365 - 6	11.09 - 6	0.668	0.0230	2.29		0.942	350		
355	0.5100	1.030 - 3	3.140	342.7	2647	1.097	7.598	4.196	1.668	343 - 6	11.29 - 6	0.671	0.0233	2.14		0.951	355		
360	0.6209	1.034 - 3	2.645	363.7	2655	1.156	7.521	4.203	1.683	324 - 6	11.49 - 6	0.673	0.0237	2.02		0.960	360		
365	0.7514	1.038 - 3	2.232	384.7	2663	1.214	7.456	4.209	1.699	306 - 6	11.69 - 6	0.677	0.0241	1.91		0.969	365		
370	0.9040	1.041 - 3	1.861	405.6	2671	1.271	7.394	4.214	1.717	288 - 6	11.89 - 6	0.679	0.0245	1.80		0.979	370		
373.15	1.0133	1.044 - 3	1.679	419.1	2676	1.307	7.359	4.217	1.729	278 - 6	12.02 - 6	0.680	0.0248	1.76		0.984	373.15		
375	1.0815	1.045 - 3	1.574	426.9	2679	1.328	7.333	4.220	1.736	274 - 6	12.09 - 6	0.681	0.0249	1.70		0.987	375		
380	1.2669	1.049 - 3	1.337	448.0	2687	1.384	7.275	4.226	1.752	260 - 6	12.23 - 6	0.683	0.0254	1.61		0.995	380		
385	1.5233	1.053 - 3	1.142	469.2	2694	1.439	7.218	4.232	1.769	248 - 6	12.49 - 6	0.685	0.0258	1.53		1.004	385		
390	1.764	1.058 - 3	0.980	490.4	2702	1.494	7.163	4.230	1.784	237 - 6	12.60 - 6	0.686	0.0263	1.47		1.013	390		
400	2.455	1.067 - 3	0.731	522.6	2716	1.605	7.059	4.236	1.799	217 - 6	13.05 - 6	0.688	0.0272	1.34		1.033	400		
410	3.202	1.077 - 3	0.553	573.6	2730	1.706	6.959	4.276	1.821	200 - 6	13.42 - 6	0.689	0.0282	1.24		1.054	410		
420	4.170	1.088 - 3	0.425	618.6	2742	1.810	6.865	4.302	1.831	185 - 6	13.79 - 6	0.688	0.0290	1.18		1.075	420		
430	5.399	1.099 - 3	0.331	661.8	2753	1.911	6.775	4.331	1.830	173 - 6	14.14 - 6	0.685	0.0304	1.09		1.110	430		
440	7.333	1.110 - 3	0.261	705.3	2764	2.011	6.689	4.36	1.826	162 - 6	14.50 - 6	0.682	0.0317	1.04		1.12	440		
450	9.919	1.123 - 3	0.208	749.2	2773	2.109	6.607	4.40	1.826	152 - 6	14.85 - 6	0.678	0.0331	0.99		1.14	450		
460	13.71	1.137 - 3	0.167	793.5	2782	2.205	6.529	4.44	1.826	143 - 6	15.19 - 6	0.673	0.0346	0.95		1.17	460		
470	18.55	1.152 - 3	0.136	838.2	2789	2.301	6.451	4.48	1.826	136 - 6	15.54 - 6	0.667	0.0363	0.92		1.20	470		
480	24.90	1.167 - 3	0.111	883.4	2795	2.395	6.377	4.53	1.826	129 - 6	15.88 - 6	0.660	0.0381	0.89		1.23	480		
490	33.23	1.184 - 3	0.0922	929.1	2799	2.479	6.312	4.59	1.826	124 - 6	16.23 - 6	0.651	0.0401	0.87		1.25	490		
500	44.00	1.203 - 3	0.0766	975.6	2803	2.561	6.253	4.66	1.826	118 - 6	16.59 - 6	0.642	0.0423	0.86		1.28	500		
510	58.06	1.225 - 3	0.0631	1023	2802	2.673	6.183	4.74	1.826	94 - 6	19.1 - 6	0.563	0.0637	0.90		1.32	510		
520	77.70	1.244 - 3	0.0525	1071	2801	2.783	6.083	4.84	1.826	108 - 6	17.33 - 6	0.621	0.0475	0.84		1.35	520		
530	104.58	1.268 - 3	0.0445	1119	2798	2.856	6.023	4.95	1.826	104 - 6	17.72 - 6	0.608	0.0506	0.85		1.39	530		
540	140.38	1.294 - 3	0.0373	1170	2792	2.945	5.953	5.08	1.826	101 - 6	18.1 - 6	0.594	0.0540	0.86		1.43	540		
550	181.19	1.323 - 3	0.0317	1220	2784	3.039	5.882	5.24	1.826	97 - 6	18.6 - 6	0.580	0.0583	0.87		1.47	550		
560	239.06	1.355 - 3	0.0269	1272	2772	3.132	5.803	5.43	1.826	94 - 6	19.1 - 6	0.563	0.0637	0.90		1.52	560		
570	316.16	1.392 - 3	0.0228	1328	2757	3.225	5.733	5.69	1.826	91 - 6	19.7 - 6	0.548	0.0698	0.94		1.59	570		
580	414.51	1.433 - 3	0.0193	1384	2737	3.321	5.654	6.00	1.826	89 - 6	20.4 - 6	0.528	0.0767	0.99		1.68	580		
590	548.3	1.482 - 3	0.0163	1443	2717	3.419	5.569	6.41	1.826	84 - 6	21.5 - 6	0.513	0.0841	1.05		1.74	590		
600	723.5	1.541 - 3	0.0137	1506	2682	3.520	5.480	7.00	1.826	81 - 6	22.7 - 6	0.497	0.0929	1.14		1.85	600		
610	957.3	1.612 - 3	0.0115	1573	2641	3.627	5.319	7.85	1.826	77 - 6	24.1 - 6	0.467	0.103	1.30		2.00	610		
620	1269.1	1.705 - 3	0.0094	1647	2588	3.741	5.259	9.35	15.4	72 - 6	25.9 - 6	0.444	0.114	1.52		2.46	620		
629	1681.1	1.778 - 3	0.0083	1687	2553	3.825	5.191	10.6	18.3	70 - 6	27.0 - 6	0.430	0.121	1.85		4.20	629		
630	1793.7	1.856 - 3	0.0075	1734	2515	3.875	5.115	12.6	22.1	67 - 6	28.0 - 6	0.412	0.130	2.0		4.8	630		
635	1909.9	1.935 - 3	0.0066	1783	2466	3.950	5.025	16.4	27.6	64 - 6	30.0 - 6	0.392	0.141	2.7		6.0	635		
640	2027.7	2.073 - 3	0.0057	1841	2401	4.037	4.912	26											

Anexo 4. Curva de transferencia de calor lado de tubos (adaptada de sieder y tate)



Fuente: KERN, Donald. *Procesos de transferencia de calor*. p. 939.